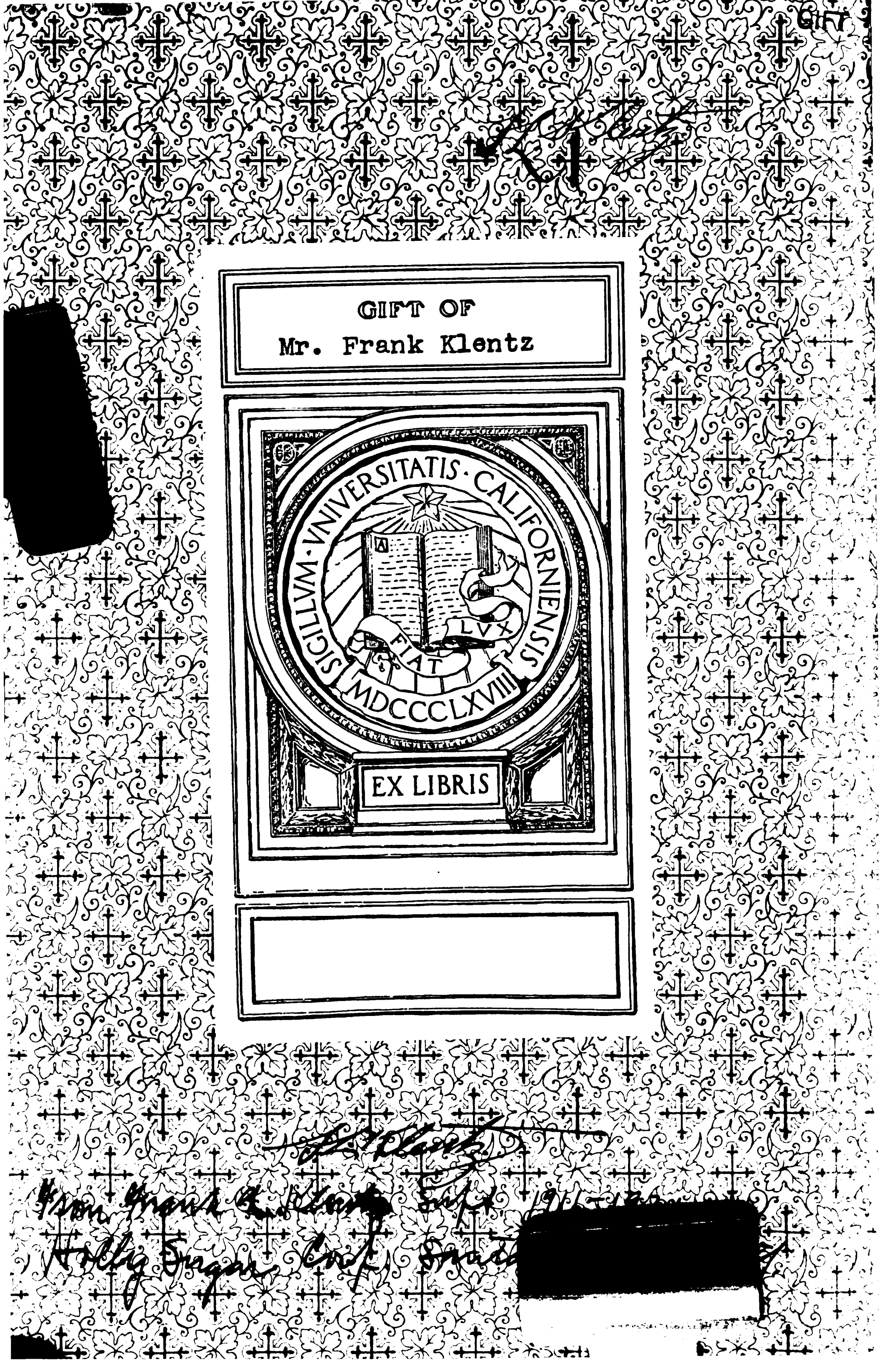
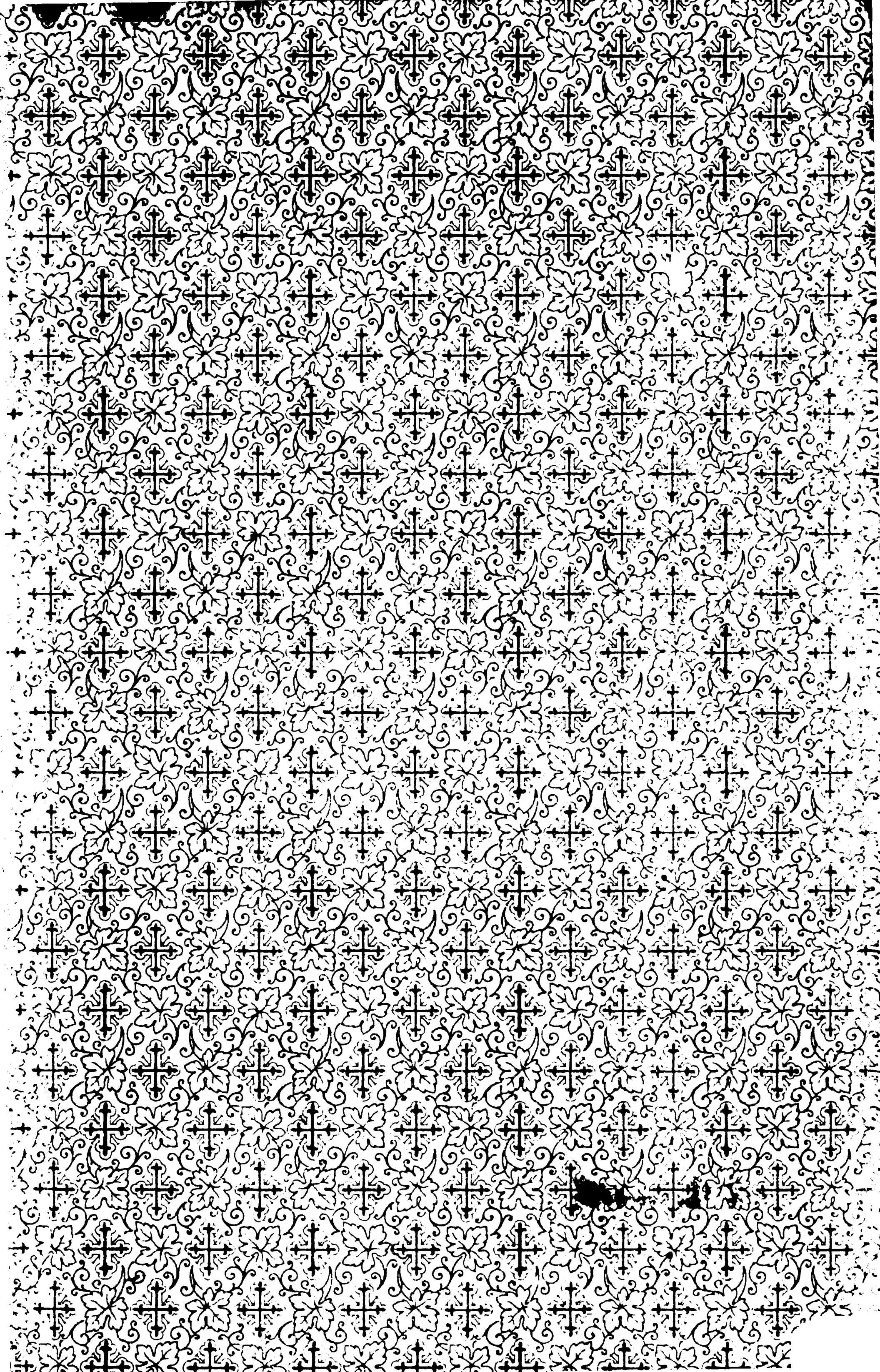


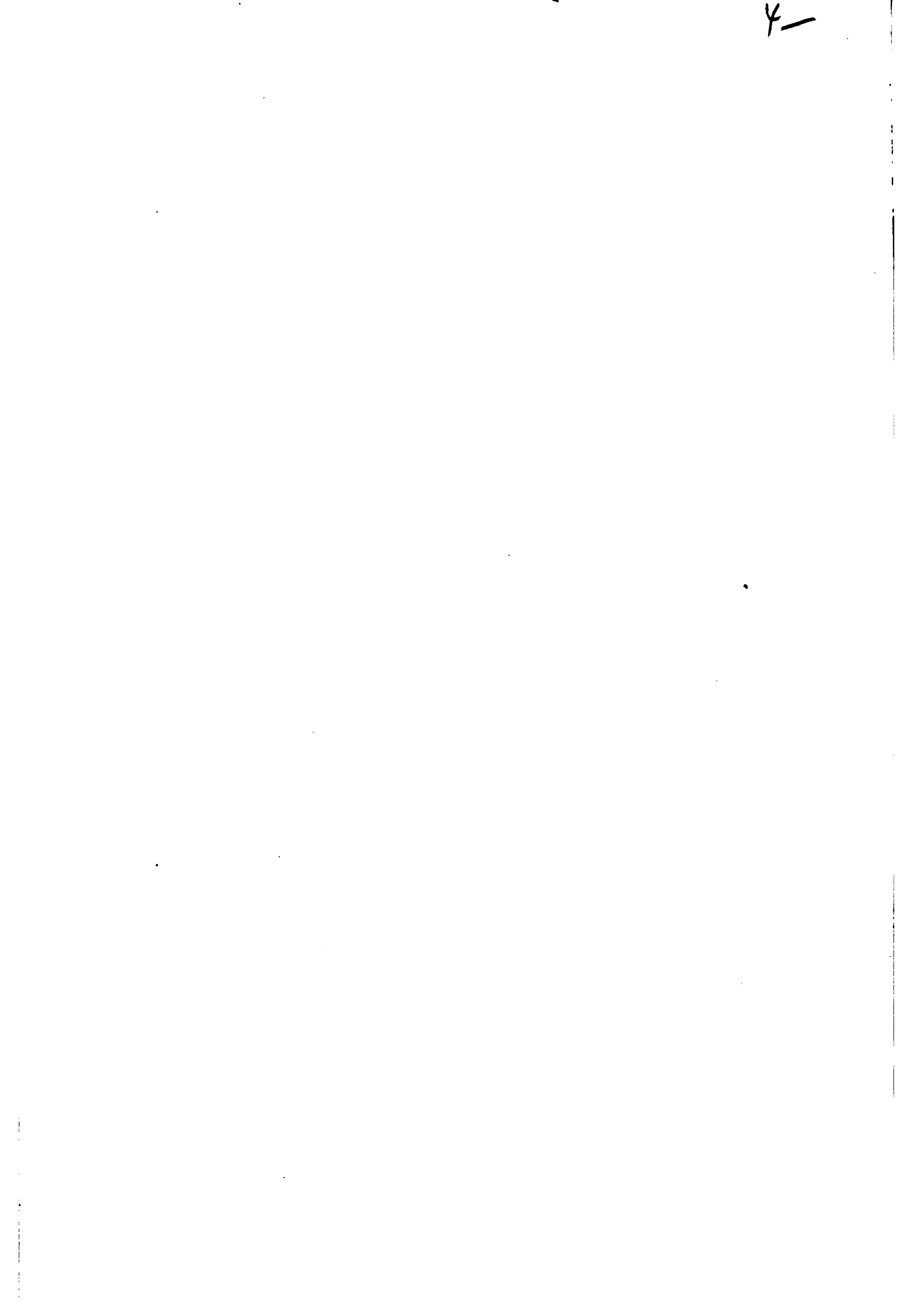
Karl Abraham

Die Dampfwirtschaft in der Zuckerfabrik.

Schallehn & Wollbrück
Magdeburg


GIFT
GIFT OF
Mr. Frank Klentz
SIGILLVM · VNIVERSITATIS · CALIFORNIENSIS
FIAT LVX
MDCCCLXVIII
EX LIBRIS





Die Dampfwirtschaft

in der

Zuckerfabrik.

Von

Karl Abraham,
Civil-Ingenieur.



1904
SCHALLEHN & WOLLBRÜCK
Magdeburg und Wien.

Translated into English by
E. J. Boyle.

Vorwort.

Vorliegende Schrift entstand auf folgende Weise:

In zuckertechnischem Kreise Kiew's wurde der Beschluss gefasst, im Jahre 1905 ein Sammelwerk über Zuckerfabrikation herauszugeben. Ich wurde ersucht, hierfür das Kapitel „Dampf" zu bearbeiten. Unter spezieller Beschränkung auf den Dampfkonsum (da über Dampferzeugung bereits bewährte Arbeiten zur Genüge vorhanden) unterzog ich mich dieser Aufgabe um so lieber, als ich in meiner praktischen Tätigkeit als Civil-Ingenieur nur zu oft gegen ganz verschrobene Anschauungen zu kämpfen hatte, woran nicht zuletzt die schwache Bearbeitung dieses speziellen Gegenstandes in der einschlägigen Fachliteratur die Schuld trägt. — Als dann meine Arbeit fertig vorlag, sah ich, dass sie auch für einen grösseren Fachkreis von Nutzen sein könnte, und so kam es, dass sie in dieser Form um ein Jahr früher erscheint, als das Werk, dessen Teil sie sein soll.

Mein Bestreben war, soweit angängig, vorerst die Theorie eines jeden termischen Vorganges klarzulegen, womöglich den Zusammenhang mathematisch darzustellen, dann die Ergebnisse für den praktischen Gebrauch in Tabellen und Schemata zusammenzufassen, durch ein Beispiel zu erläutern und dann die nächstliegenden Folgerungen für die Praxis zu ziehen. Obgleich meine Ausführungen vielfach von den landläufigen Anschauungen abweichen, glaubte ich mich dennoch jeder polemischen Behandlung des Stoffes enthalten zu sollen. Eine solche wäre nur für Wenige von Wert gewesen; die grosse Menge derer, für welche das Buch zum Nachschlagen und Belehren dienen soll, hätte es als Ballast empfunden. Die Begründung meiner Schlüsse habe ich mich bemüht, so klar zu halten, dass sich jeder zurechtfinden kann. Im Übrigen war ich so knapp wie möglich, denn erstens war mir meine Zeit zu kostbar, sodann wollte ich auch die Zeit der Leser nicht unnötig in Anspruch nehmen. Aus demselben Grunde liess ich alles fort, was leicht in Büchern, welche ohnehin dem Fachmann zur Hand sein müssen, zu finden ist.

Meine langjährige Tätigkeit als Zuckerfabrikdirektor, sowie als Civil-Ingenieur für das Zuckerfach, in welcher ich jährlich Gelegenheit habe, zahlreiche Fabriken zu untersuchen, gewährt mir eine gute Übersicht über das Fach. Da der von mir behandelte Gegenstand überdies abseits von meinen Patent-

angelegenheiten liegt, so war die erwünschte Objektivität von selbst gegeben; ein Umstand, der sonst bei einem in der Praxis stehenden Fachmanne nicht leicht zu haben ist. Dies regt bei mir die Hoffnung, dass meinem uneigennützigen Werkchen eine wohlwollende Aufnahme zu teil werden wird.

Sachliche Bemerkungen zu dieser Schrift, welche ich gelegentlich benützen könnte, wären mir sehr erwünscht.

Kiew, im Januar 1904.

Der Verfasser.

Einleitung.

Es lag in der Natur des Gegenstandes, dass mir bei den Beispielen und auch manchen praktischen Erwägungen hauptsächlich eine Arbeitsweise vorschweben musste. Ich wählte die Arbeit auf weissen Kristallzucker mit zwei Produkten, wie sie in Russland durchweg betrieben und anderswo künftig wohl auch mehr durchbrechen wird. Um immer verstanden zu sein, will ich sie hier im Wesentlichen kurz schildern.

Der meist auf 80—85° Cels. vorgewärmte Rohsaft wird mit 2—4 % Kalk behandelt und meist in drei, durch Filtrationen geteilten Stufen saturiert, wobei meist vor der II. Saturation das letzte $^1/_2$ % Kalk zugegeben wird. Die Temperaturen werden in der I. und II. Saturation sehr verschieden gehandhabt und dies scheint bei gesunden Rüben und normalem Betriebe so ziemlich belanglos zu sein. Die III. Dünnsaftsaturation wird öfter mit schwefliger Säure durchgeführt. Nach den Schlammpressen folgen meist Nachfilter. Vor dem Eintritt in die Verdampfstation wird fast ausnahmslos zweimal filtriert und dabei vor der letzten Filtration meist aufgekocht. Wo der

Dünnsaft nicht geschwefelt wird, tut man dies öfters beim Mittelsaft. Es giebt aber auch Fabriken, welche den schönsten weissen Kristallzucker ohne Schwefelei erhalten.*)

Das erste Produkt wird jetzt mit gutem Grunde meist heiss, d.h. sofort nach dem Ablassen geschleudert. Sobald die Zentrifuge in vollem Gange ist, wird mit etwas verdünntem (40—60° Bx.) zweiten Produkt und dann mit Dampf gedeckt. Der fertige weisse Zucker kommt heiss aus der Schleuder durch Transportvorrichtung in eine Kühl- und Trockentrommel, welche öfter ein Sieb am Ende trägt, und dann in den Sack. Die Abläufe werden zum grossen Teil automatisch in zwei, hin und wieder in drei Teile gesondert. Der bessere Ablauf wird meist in solchen Quantitäten aufgefangen und in den Betrieb zurückgeführt, dass es möglich ist, ohne das I. Produkt sehr stramm zu kochen, einen Zwischenkristallsirup von möglichst nicht über 74 Reinheit zu erhalten. Vor dem Ablassen wird das I. Produkt im Vakuum mit ca. 10 % vorgewärmtem II. Produkt verdünnt und so in die Maische abgelassen. Das II. Produkt

*) Lange wollte es mir selbst nicht klar werden, wo am besten mit SO_2 einzugreifen wäre. Neuerdings glaube ich zum endgiltigen Schluss gekommen zu sein, dass die Mittelsaftsaturation vor dem letzten Verdampfkörper (also bei 40—50° Br.) das Beste ist, allerdings wenn *vor* und nach der Schwefelei gründlich filtriert wird. Grade die vorherige Filtration scheint von eminenter Bedeutung zu sein.

wird auf Kristall gekocht, 3 bis 5 Tage gerührt und meist ohne Dampf bei ca. 45° geschleudert. Meist gibt man zu dem sehr stramm gekochten II. Produkt im Vakuum vor dem Ablassen einen Zuzug von heissem III. Produkt, allenfalls auch in die Maischen, in dem Masse wie das Produkt dick wird. Dies geschieht, um die immerhin etwas weichen Kristalle mehr auseinander zu rücken, sie freier schwimmen zu lassen und so vor Zerreibung und Feinkornbildung zu schützen. Der Rohzucker II. Produktes wird aufgelöst und in den Betrieb zurückgeführt. Wo es auf beste Qualität des Kristallzuckers ankommt, wird, bei nicht ganz günstigem Rübenmaterial, mit dem Zurückleiten der Abläufe etwas vorsichtiger verfahren. Man begnügt sich mit einem höheren Reinheitsquotient im Zwischenkristallsirup des Ersten Produktes, erhält dementsprechend höheres II. Produkt, welches dann im Vakuum und in den Maischen grössere Zusätze von heissem III. Produkt erhält, um den Quotient genügend herabzudrücken und den Kristallen die erforderliche Schonung zu geben, was bei einem Kristallgehalt von nicht über 40—45 % gesichert ist.

Das II. Produkt wird hin und wieder, wie es von den Schleudern kommt, nach gehöriger Anwärmung ohne Verdünnung filtriert, was sehr rationell zu sein scheint. Eine vorherige chemische Behandlung, wie man sie öfter antrifft, scheint kaum mehr zu nützen, als solche einfache Filtration.

In der Art der Zurückleitung der Abläufe und des aufgelösten Rohzuckers in den Betrieb herrscht grosse Verschiedenheit. Am meisten verbreitet ist die Zugabe in die II. Saturation, neuerdings auch die gesonderte Behandlung mit Kalk und Kohlensäure und Zugabe zum Mittelsaft nach erfolgter Filtration, worauf eventuell noch gemeinsam geschwefelt wird. Mir scheint die Hauptsache zu sein, dass die immerhin Überhitzungsprodukte enthaltenden Abläufe und Rohzuckerlösungen irgend wo einmal gehörig mit Kalk aufgekocht werden. Je einfacher und mit je geringeren Kosten dies erreicht wird, um so besser.*)

Ob nun die Arbeitsweise diese oder eine andere ist, die im Folgenden gezogenen Schlüsse bleiben immer dieselben. Auch sämtliche Tabellen, bis auf eine — die 14. — sind für jede Arbeitsweise massgebend. Jeder wird sich nach den angegebenen Methoden den Dampfverbrauch für seinen Fall mit für die Praxis genügender Genauigkeit herausrechnen oder aus den Tabellen direkt herauslesen, sowie auch jede Abänderung in der Arbeitsweise oder Einrichtung vom Standpunkte des Dampfverbrauches leicht beurteilen können.

---

*) Hierüber Näheres Seite 34.

Ich will zuerst den Dampfverbrauch einzelner Stationen klarstellen, die Verhältnisse, welche diesen Verbrauch beeinflussen, aufklären und dann die Dampfausnützungsisteme, welche unabhängig vom Einzelverbrauch die Verminderung des Gesamtdampfverbrauches zum Zwecke haben, besprechen.

Indem ich schliesslich noch eine ganz kurze Anleitung zur Berechnung der Heizflächen gebe, habe ich es absichtlich vermieden, bestimmte Angaben über Transmissionsquotienten für jede Einzelstation zu machen, da sie zu veränderlich und ebenso von Konstruktionsdetails, als auch von der Arbeitsweise zu sehr abhängig sind. In jeder Zuckerfabrik fällt es nicht schwer, die bei dieser oder jener Station für die gegebenen Verhältnisse massgebenden Quotienten zu bestimmen; der Konstrukteur eines neuen Apparates aber muss soviel Erfahrung haben, um sich für jeden Einzelfall zurechtzufinden. Im Allgemeinen kann nur empfohlen werden, sich nicht zu sehr auf die in der Literatur zu findenden Angaben zu verlassen, denn diese haben nur zu oft ein tendenziöses Gepräge. Bei Angaben, welche von Erfinders Seite ausgehen, ist das selbstverständlich und, wo diese Ursache fortfällt, gibt man auch lieber das Allerhöchste an, um nicht verdächtigt zu werden, dass man seine Apparate nicht in gehörigem Stand zu halten verstanden.

Der Dampfverbrauch einzelner Stationen.

I.

Die Diffusion.

Bei der Diffusion werden am vorderen Ende Rübenschnitzel mit einer Temperatur von 0—15° eingeführt und Rohsaft mit 20—40° abgeführt, hinten aber reines Wasser von sehr verschiedener Temperatur eingeführt und ausgelaugte Rückstände mit Diffusionswasser, bei einer das reine Wasser nur um wenige Grade übersteigenden Temperatur, abgeleitet.

Der Wärmeverbrauch hat hier zwei Ursachen: Einmal die Wärmeverluste durch äussere Abkühlung der Gefässe samt den Leitungen, Kalorisatoren, Pülpefängern und Messgefässen, zweitens der Umstand, dass in den Diffusionsprodukten (also im Safte und den wässerigen Rückständen) immer mehr Wärme

enthalten ist, als in den eingeführten Materialien (Rübenschnitzel und reinem Wasser).

Nehmen wir an, dass auf je 100 kg Rübenschnitzel mit der Temperatur $t_r{}^0$ bei einer Wärmekapazität c zur Diffusion, ohne Spülwasser, W % Wasser von $t_w{}^0$ gebraucht und daraus in Summa S % ausgelaugte Schnitzel und Diffusionswasser (wie sie im Diffuseur vor dem Ausschiessen, ohne Spülwasser, enthalten sind) mit einer Temperatur, welche um n^0 höher ist als t_w, und $100 + D$ % Diffusionssaft mit einer Temperatur t_d und Wärmekapazität c^1 erhalten wird; V sei der Wärmeverlust durch äussere Abkühlung, die Wärmekapazität der wässerigen Rückstände sei 1, dann können wir den Wärmeverbrauch x bei der Diffusion durch folgende Gleichung ausdrücken:

$$x = V + (100 + D)c^1 t_d + S(t_w + n) - (100\,c t_r + W t_w) \quad .. (1),$$

was besagt, dass der Wärmeverbrauch gleich ist dem Verluste durch Abkühlung, summiert mit dem Unterschiede in den Wärmequantitäten, welche in den Produkten und den Materialien der Diffusion (über 0^0) enthalten sind.

Da das Gewicht der Diffusionsmaterialien (Wasser und Rübe) natürlich dem Gewichte der Produkte (Saft und Rückstände) gleich sein muss, so

kann auch noch folgende Gleichung aufgestellt werden:

$$100 + W = (100 + D) + S$$

daher
$$W = D + S \quad . \quad . \quad . \quad . \quad . \quad . \quad (2)$$

Indem wir in der Gleichung (1) statt W seinen Wert aus (2) einsetzen, erhalten wir

$$x = V + Sn + 100\,(c^1\,t_d - c\,t_r) - D\,(t_w - c^1 t_d) \quad . \quad . \quad (3)$$

Diese Gleichung gestattet, bei bekannten darin angeführten Werten, den Wärmeverbrauch der Diffusion ganz genau zu bestimmen.

Für praktische Zwecke kann man annehmen, dass $S = 200$ und $c = c^1 = 0{,}9$*). Dann ist

$$x = V + 200\,n + 90\,(t_d - t_r) - D\,(t_w - 0{,}9\,t_d) \quad . \quad . \quad (4)$$

woraus ersichtlich ist, dass der W ä r m e v e r b r a u c h b e i d e r D i f f u s i o n um so g e r i n g e r i s t je

*) Wenn man annimmt, dass die Wärmekapazität der Zuckersäfte dem Mittel zwischen denen des Wassers und des Zuckers gleicht, so kann sie nach der Formel $\frac{B.\ 0{,}301 + (100 - B)}{100}$, wo $B =$ Grade Brix und $0{,}301 =$ Wärmekapazität des Zuckers nach Kopp, berechnet werden. Diese Gleichung ergibt folgende Werte:

Brixgrade der Lösung	10	20	30	40	50	60	70	80	90
Wärmekapazität	0,93	0,86	0,79	0,72	0,65	0,58	0,51	0,44	0,37

In Wirklichkeit ist sie, infolge Kontraktion beim Auflösen und wegen geringerer Wärmekapazität des Nichtzuckers, noch etwas niedriger, daher ist es nicht statthaft, in üblicher Weise die Wärmekapazität des Saftes gleich 1 zu setzen.

geringer der Temperaturunterschied zwischen Saft und Rübenschnitzel, je wärmer das verwendete Wasser und je kälter der abgezogene Saft sind. Letzte Gleichung zeigt ebenfalls, dass, so lange die Wärme des Wassers höher ist, als 0,9 der Safttemperatur, der Wärmeverbrauch mit steigendem Saftabzuge fällt.

Der durch Abkühlung verursachte Wärmeverlust „V“ kann für jede gegebene Diffusion und alle Arbeitsverhältnisse, unter Berücksichtigung der Abkühlungsflächen und ihrer Temperaturen, annähernd berechnet werden, z. B. mit Hilfe der bei Hausbrandt*) angegebenen Tabellen, oder er kann durch direkte Versuche ermittelt werden. Solche Bestimmungen machten Czerny und Hauner**) und fanden V = 888, dagegen Schaper***) nur 342. Natürlich muss diese Zahl grossen Schwankungen unterliegen, je nach Grösse der Diffusion und dem vorhandenen Wärmeschutz. Die hohe Zahl von Czerny und Hauner erklärt sich dadurch, dass die Bestimmung an einer sehr kleinen Batterie (840 kg Inhalt) ausgeführt war.

Der Temperaturunterschied „n“ zwischen Wasser und den abschiessenden Rückständen hängt von der Batterie-Länge und von der Temperaturverteilung ab.

*) „Verdampfen, Kondensieren“ 184—198.

**) „Zeitschrift f. Z. in Böhmen“ 1887, 251.

***) „Centralblatt f. d. Zuckerind.“ 1902, 456.

Je weiter die Anwärmung vom hinteren Ende, um so kleiner wird „n“ und umgekehrt. Dies kann in den Grenzen zwischen 1 und 5 ° differieren und muss durch gleichzeitige Messung der Temperaturen des Wassers und der Diffuseurmitte vor dem Ausschiessen bestimmt werden.

Um von dem Wärmeverbrauch für 100 kg Rüben zum Dampfkonsum x^1 überzugehen, genügt es, das Ergebnis der Gleichung (4) durch die Anzahl Wärmeeinheiten zu dividieren, welche bei den in der Diffusion obwaltenden Verhältnissen pro kg Dampf übertragen werden, nämlich ca. 540; daher ist

$$x^1 = \frac{V}{540} + \frac{200\,n}{540} + \frac{90(t_d - t_r) - D(t_w - 0{,}9\,t_d)}{540} \quad . . (5)$$

Das erste Glied dieses Wertes gibt den durch äussere Abkühlung verursachten Dampfverlust, das zweite den Verlust durch unnützes Anwärmen des Inhaltes des letzten Diffuseurs und das letzte den nützlichen Dampfverbrauch, welcher den nächstfolgenden Stationen zu gute kommt. Wenn wir die Summe der ersten zwei Glieder gleich 2 % (also 1080 W. E.) annehmen, was für die allermeisten Fälle ziemlich zutreffen wird, so ist der Wärme- und Dampfverbrauch für verschiedene Verhältnisse direkt aus folgender Tabelle I abzulesen.

Tabelle I.

Dampf- und Wärmeverbrauch bei der Diffusion auf 100 kg Rüben.

Saftabzug	100 %			110 %			120 %			130 %		
Temperatur-differenz zwischen Saft und Rübenschnitzeln	Differenz zwischen Wassertemperatur und 0,9 der Safttemperatur ($t_w - 0,9\ t_d$)											
	0°	10°	20°	0°	10°	20°	0°	10°	20°	0°	10°	20°
	Dampfverbrauch für 100 kg Rüben, darunter Wärmemenge in W. E.											
$t_d - t_r = 10^0$	3,67 1 980	3,67 1 980	3,67 1 980	3,67 1 980	3,48 1 880	3,30 1 780	3,67 1 980	3,30 1 780	2,93 1 580	3,67 1 980	3,11 1 680	2,56 1 380
„ „ 20^0	5,33 2 880	5,33 2 880	5,33 2 880	5,33 2 880	5,15 2 780	4,96 2 680	5,33 2 880	4,96 2 680	4,59 2 480	5,33 2 880	4,78 2 580	4,22 2 280
„ „ 30^0	7,00 3 780	7,00 3 780	7,00 3 780	7,00 3 780	6,82 3 680	6,63 3 580	7,00 3 780	6,63 3 580	6,26 3 380	7,00 3 780	6,44 3 480	5 89 3 180
„ „ 40^0	8,67 4 680	8,67 4 680	8,67 4 680	8,67 4 680	8,48 4 580	8,30 4 480	8,67 4 680	8,30 4 480	7,93 4 280	8,67 4 680	8,11 4 380	7,56 4 080

Bei teilweise gefrorenen Rüben, wie dies im Winter hin und wieder vorkommt, ist der Wärmeverbrauch pro kg Eis um 80 W. E. und der Dampfverbrauch um $\frac{80}{540} = 0,148$ % höher; enthalten also

die Rübenschnitzel	10	20	30	40	50	% Eis,
so ist der Dampfverbrauch	1,48	2,96	4,44	5,93	7,41	% höher
„ „ „ Wärmeverbrauch	800	1600	2400	3200	4000	W. E. „

Bisher wurde angenommen, dass die Diffusion nur mit einer Wassersorte betrieben wird. Da, wo man die Diffusion aus diesem oder jenem Grunde mit zweierlei Wasser betreibt, d. h. mit reinem oder wärmeren Wasser diffundieren lässt und mit kaltem oder Abwasser abdrückt, ist der Wärmeverbrauch genau derselbe, wie bei einer Wassersorte, da das letzte Wasser an der eigentlichen Diffusion garnicht teilnimmt, nur muss „n“ durch Versuch mit einer (der ersten) Wassersorte bestimmt werden. Wenn das letzte Gefäss mit Luft abgedrückt wird, so bleibt das Resultat genau dasselbe, wenn der Versuch zur Bestimmung des Wertes „n“ ohne Luftanwendung geschieht.

II.

Vorwärmer.

Es sei wieder, wie vorhin, der Saftabzug $100 + D$ %, die Temperatur des Saftes vor dem Wärmer t_d, — nach demselben t, seine Wärme

kapacität c^1; dann ist der Wärmeverbrauch pro 100 kg Rüben gleich

$$c^1 (100 + D) (t - t_d)$$

und der Dampfverbrauch, wenn pro kg 540 W. E. übertragen werden,

$$\frac{c^1 (100 + D) (t - t_d)}{540}$$

Hiernach ist folgende Tabelle 2 berechnet, wobei wieder der Einfachheit halber c^1 gleich 0,9 gesetzt ist. Wenn es auf noch grössere Genauigkeit ankommt, kann statt c^1 sein Wert aus der Formel

$$c^1 = \frac{B. 0{,}301 + (100 - B)}{100},$$

wo B der Brixgehalt ist, gesetzt werden.

Die Tabelle zeigt, dass bei gleicher Temperaturdifferenz der Dampf- und Wärmeverbrauch im graden Verhältnis zum Saftabzug steht.

Der Dampfverbrauch für Zwischentemperaturen ist mit Hilfe der Tabelle 2 ebenfalls leicht zu bestimmen.

Beispiel 1. Wie hoch ist der Dampfverbrauch beim Anwärmen des Saftes von 30 auf 84° bei 120 % Saftabzug? — Die Differenz 84—30 = 54°. Bei 50° wird 10,0 % verbraucht, bei 40° = 8,0; bei 4° also 0,8, im Ganzen also 10,0 + 0,8 = 10,8 %.

Tabelle 2.

Dampf- und Wärmeverbrauch bei den Vorwärmern auf 100 Rüben.

Saftabzug	Safttemperaturdifferenz vor und nach dem Wärmer								
	10 °	20 °	30 °	40 °	50 °	60 °	70 °	80 °	90 °
	Dampfverbrauch vH Rüben, darunter Wärmemenge in W.E.								
100 %	1,67 900	3,33 1 800	5,0 2 700	6,67 3 600	8,33 4 500	10,0 5 400	11,67 6 300	13,33 7 200	15,0 8 100
110 %	1,83 990	3,67 1 980	5,5 2 970	7,33 3 960	9,17 4 950	11,0 5 940	12,83 6 930	14,67 7 920	16,5 8 910
120 %	2,0 1 080	4,0 2 160	6,0 3 240	8,0 4 320	10,0 5 400	12,0 6 480	14,0 7 560	16,0 8 640	18,0 9 720
130 %	2,17 1 170	4,33 2 340	6,5 3 510	8,67 4 680	10,83 5 850	13,0 7 020	15,16 8 190	17,33 9 360	19,5 10 530
140 %	2,33 1 260	4,67 2 520	7,0 3 780	9,33 5 040	11,67 6 300	14,0 7 560	16,33 88 20	18,67 10 080	21,0 11 340

III.

Die Dünnsaftsaturationen.

Wie sich die Dünnsaftsaturationen auch einteilen mögen, in 2 oder 3 Sonderstationen, und wie da immer gehandhabt wird, im Ganzen kommt es doch immer auf folgende Eingriffe an: 1) den Zusatz, in einer oder zwei Anteilen, einer bestimmten Menge Kalkmilch oder Trockenkalk und dann einer entsprechenden Menge Absüsswässer von den Pressen, 2) die Saturation in 2 oder 3 durch Filtrationen geteilte Stufen und 3) das Anwärmen zu verschiedener Zeit, zuletzt meistens bis zum Sieden.

Um die betreffenden Berechnungen des Dampf- und Wärmeverbrauches durchzuführen, müssen wir zuerst noch einige Hülfszahlenwerte entwickeln, welche der Übersichtlichkeit halber in folgender Tabelle 3 zusammengestellt sind. Das Saturationsgas enthält sehr verschiedene Mengen Kohlensäure, nämlich, wenn das Gas hinter den Dampfkesseln, bei Holzfeuerung, genommen wird, 14 bis 17 Volumprozente, bei Kalköfen 20 bis 32 %. Dem Gewichte nach ist der Kohlensäuregehalt grösser, wie dies die Zeile 2 der Tabelle zeigt, wobei das Gewicht eines cbm CO_2

gleich 1,98 und der übrigen Gase gleich 1,3 kg angenommen ist. Von dieser Kohlensäure wird nur ein Teil vom Safte verzehrt, nämlich etwa 45 bis 65 %, und zwar je heisser der Saft und je geringer der Kohlensäuregehalt, desto weniger. Die Zeile 3 gibt in diesem Sinne die etwa verzehrten Gewichtprozente CO_2 an, die Zeile 4, welcher Teil von der im Gase enthaltenen Kohlensäure dabei verwertet ist. Natürlich können die Werte der Zeilen 3 und 4 nicht als etwas ganz Feststehendes betrachtet werden, denn ausser Temperatur und Kohlensäuregehalt hängen sie noch von der Saftsäule, der Gasverteilung, Alkalität und Saftqualität ab. — Da zur Neutralisation eines kg CaO $\frac{44}{56} = 0{,}786$ kg CO_2 nötig sind, so erhält man das Gewicht Saturationsgas, welches zum Binden eines kg CaO erforderlich ist, indem man $\frac{44}{56} \cdot 100$ durch die Zahl der verwertbaren Gewichtprozente CO_2 dividiert. Das Resultat gibt die Zeile 5 an. Nach Abzug der wirklich verzehrten 0,786 kg CO_2 von den Zahlen der Reihe 5 erhalten wir die Gasmengen, welche, trocken gerechnet, aus der Saturation entweichen. Das gibt die Reihe 7 an. Um nun vom Gewichte des entweichenden Gases zu seinem Volumen bei 0^0 überzugehen, müssen die betreffenden Zahlen durch das Gewicht eines cbm, welches wir mit 1,36 kg ansetzen, dividiert werden. Das sind die Zahlen der Reihe 8. Diese den Saft verlassenden Gasmengen

Tabelle 3.

über Verhältnisse bei der Saturation.

1	Kohlensäuregehalt des Gases Volumprozente . . .	15	20	25	30 %	
2	„ „ „ Gewichtprozente ca.	21	28	34	39 %	
3	Verzehrte Gewichtprozente CO_2	10	15	20	25 %	
4	Von 100 CO_2 wird verwertet . . . . ca.	48	53,6	59	64 %	
5	Die Kalkfällung bedarf Saturationsgas (trocken) .	7,86	5,24	3,93	3,14 kg	Auf je 1 kg CaO
6	Davon wird vom Safte verzehrt	0,786	0,786	0,786	0,786 „	
7	Es entweicht aus der Saturation (trocken) . . .	7,07	4,45	3,14	2,35 „	
8	Entsprechendes Volum bei 0° „	5,20	3,27	2,30	1,73 cbm	
9	„ „ „ 75° m. Dampf gesättigt	10,68	6,72	4,71	3,55 „	
10	„ „ „ 80° „ „ „	12,62	7,93	5,58	4,20 „	
11	„ „ „ 85° „ „ „	15,85	9,97	7,01	5,27 „	
12	„ „ „ 90° „ „ „	22,36	14,06	9,89	7,43 „	
13	„ „ „ 95° „ „ „	42,28	26,59	18,70	14,06 „	

erwärmen sich fast bis zur Safttemperatur und sättigen sich gleichzeitig mit Wasserdampf. Diese zwei Umstände verursachen eine Ausdehnung der Gase nach der Gleichung $V^1 = V. \frac{273+t}{273} \frac{760}{760-s}$, worin V das Volumen des trocknen Gases bei 0^0 (also entsprechend den Werten der Reihe 8), t die Temperatur beim Austritt aus dem Safte und s die Spannung des Wasserdampfes bei t^0 bedeuten. Nach dieser Formel sind die Reihen 9 bis 13 berechnet.

Der Dampfverbrauch bei den Saturationen setzt sich aus mehreren Anteilen zusammen, welche wir der Reihe nach anführen wollen.

A. Das Anwärmen des Saftes von der Temperatur, mit welcher er den Rohsaftwärmer verlässt, bis zu derjenigen, mit welcher er in die Verdampfstation hineintritt. Dieser Wert ist mit Hilfe der Tabelle 2 S. 18 oder genauer nach der Formel

$$\frac{B.\ 0{,}301 + (100 - B)}{100} \cdot \frac{(100 + D)\ (t^1 - t)}{540}$$

worin B der Brixgehalt, 100 + D die Saftmenge auf 100 kg Rüben, t und t^1 die Anfangs- und Endtemperatur, leicht zu finden sind.

B. Der Wärmeverlust durch äussere Abkühlung in den Saturateuren, Schlammpressen, Filtern und den Rohrverbindungen auf dem Wege vom Rohsaftvorwärmer bis zum I. Verdampfkörper. Dieser Ver-

lust ist bei genügend mit Filz isolierten Oberflächen, im Mittel etwa einer Abkühlung des Saftes um 25—30°, entsprechend einem mittleren Dampfverbrauche von 5,5 % (2970 W. E.) gleichzusetzen. — Natürlich kann das, diesem Verluste entsprechende, Wärmegefälle durch speziellen Versuch für jeden gegebenen Fall ermittelt und daraus der Dampfverbrauch nach Tabelle 2 bestimmt werden.

C. Die Anwärmung der Kalkmich von der Anfangstemperatur bis zur Endtemperatur des Saftes im Mittel um etwa 75°. Auf jedes kg Kalk kommen im Mittel 4 kg Wasser, welches teils unmittelbar in die Kalkmilch, teils in den Saft als Absüsser gelangt. Bei einer Wärmekapazität des Kalkes von 0,2 ist dazu auf jedes kg Kalk $\frac{(1.\ 0,2 + 4,1)}{540}\ 75 = 0,58\ \%$ Dampf erforderlich.

Wenn mit Trockenkalk geschieden und mit heissem Wasser abgesüsst wird, so ist der entsprechende Dampfverbrauch nur $\frac{1.\ 0,2\ .\ 75}{540} = 0.027\ \%$, also um 0,58 — 0,027 = 0,55 % geringer.

D. Die Anwärmung des Saturationsgases im Mittel von 20°, mit welcher Temperatur es bei atmosphärischem Druck in den Kessel ausströmen würde, bis zu seiner Endtemperatur, mit welcher es den Saft verlässt. Bei der Wärmekapazität des Gases von 0,23 erhält man den hierzu

auf 1 kg CaO erforderlichen Dampfverbrauch, indem man die entsprechenden Werte der Reihe 5, Tabelle 3, mit $\frac{0{,}23\ (t - 20)}{540}$ multipliziert, worin t die Endtemperatur des Gases ist. Der geringe Feuchtigkeitsgehalt des in den Saft tretenden Gases ist hier und auch weiterhin vernachlässigt. Folgende Tabelle 4 gibt den betreffenden Dampfverbrauch auf 1 kg CaO.

Tabelle 4.

Dampfverbrauch durch Anwärmen des Gases in kg auf je 1 kg Kalk.

Kohlensäuregehalt d. Gases (volumetrisch)	15	20	25	30
Mittlere Endtemperatur des Gases 75°	0,184	0,123	0,092	0,073
" " " " 80°	0,201	0,134	0,100	0,080
" " " " 85°	0,218	0,145	0,108	0,087
" " " " 90°	0,235	0,156	0,117	0,093
" " " " 95°	0,251	0,167	0,125	0,100

Anmerkung. Nach meinen Ermittelungen ist die Endtemperatur der abziehenden Gase um ca. 5° niedriger als die Safttemperatur.

E. Die Wasserverdampfung in den Saturationen. Dies ist einer der Hauptanteile am Dampfverbrauch der Saturation und zugleich oft eine bedeutende Dampfverlustquelle der Fabrik, was ja auch die Dampf-

wolken über den Abzugsrohren der Saturation beweisen. Sonderbarer Weise war dieser Verbrauch bei allen bisherigen Berechnungen vernachlässigt. — Die Zahlenreihen 9 bis 13 der Tabelle 3 geben die Gasvolumina, welche bei verschiedenen Verhältnissen die Saturation verlassen. Diese Volumina sind mit Wasserdampf gesättigt. Laut bekanntem physikalischem Gesetze enthalten mit Wasserdampf gesättigte Gase genau soviel Wasserdampf, wie in demselben Volumen, bei derselben Temperatur darin enthalten wäre, wenn gar kein Gas zugegen wäre. Über den Dampfgehalt eines cbm bei verschiedenen Temperaturen sind verschiedene Tabellen aufgestellt; z. B. ist die verbesserte Zeuner'sche in den meisten Taschenbüchern enthalten. Indem man die betreffenden Werte dieser Tabelle mit den korrespondierenden Zahlen der Reihen 9 bis 13 der Tabelle 3 multipliziert, erhält man den Dampfgehalt der abziehenden Gase auf je ein kg CaO. Indem wir die geringe Dampfmenge, welche im ursprünglichen Gase enthalten war, unberüchsichtigt lassen, können wir sagen dass dieser Dampf aus dem Safte verdampft ist. Da nun aber zu dieser Verdampfung fast genau soviel Dampf in den Heizvorrichtungen der Saturation kondensiert werden muss, wenn keine Abkühlung eintreten soll, so geben die resultierenden Zahlen unmittelbar den hierdurch verursachten Dampfverbrauch an. Diese Zahlen sind in folgender Tabelle 5 enthalten:

Tabelle 5.

Dampfverbrauch durch Verdampfung bei der Saturation auf je 1 % CaO vom Rübengewicht.

Temperatur der abziehenden Gase u. Dämpfe	Volumetrischer Gehalt des Saturationsgases an CO_2			
	15 %	20 %	25 %	30 %
75°	2,58	1,62	1,14	0,86
80°	3,70	2,32	1,64	1,23
85°	5,60	3,53	2,48	1,86
90°	9,49	5,96	4,20	3,15
95°	21,39	13,45	9,46	7,11

F. Ausser Wärmeverbrauch giebt es bei der Saturation auch eine Wärmeerzeugung, denn es wird nämlich bei der Bildung von $CaCO_3$ chemische Energie in Wärme umgesetzt. Hierbei müssen zwei Fälle unterschieden werden 1) die Verwendung von Kalkmilch und 2) von Trockenkalk.

1. Nach Thomsen werden auf jedes Molekül $CaCO_3$, welches sich aus der wässerigen Lösung von $Ca(HO)_2$ und CO_2 bildet, 18510 W. E. frei. Auf 1 % CaO (Molekulargewicht 56) also $\frac{18510}{56} = 330{,}5$ W. E. entsprechend einer Dampfersparnis von $\frac{330{,}5}{540} = 0{,}61$ %.

2. Nach Tomsen werden auf jedes Molekül $CaCO_3$, welches sich aus trocknem CaO und CO_2 bildet, 42490 W. E. frei. Auf 1 % CaO also $\frac{42490}{56} = 767,7$ W. E. entsprechend einer Dampfersparnis von $\frac{767,7}{540} = 1,42$ %.

Die Scheidung mit Trockenkalk erspart hier also 1,42—0,61 = 0,81 % Dampf vom Rübengewicht auf je 1 % CaO, die Ersparnis laut Anteil C nicht mitgerechnet.

Auf Grund der nunmehr untersuchten Wärmeverluste und Wärmezuflussquellen A, B, C, D, E und F ist es leicht den Dampfverbrauch der Saturationen für jegliche Verhältnisse zu berechnen, indem man die entsprechend berechneten oder den Tabellen entnommenen Posten A, B, C, D und E addiert und davon den Wert F abzieht. Da nun die Posten C, D, E und F in einfachem Verhältnis zum Kalkverbrauch stehen, so ist in folgender Tabelle 6 zur Erleichterung der Rechnung die Summa der Posten C, D und E weniger F auf je 1 % CaO, für den Fall der Anwendung von Kalkmilch, angegeben. Bei Trockenkalk verringern sich die entsprechenden Zahlen um 0,81 % im Posten F und ausserdem meistens noch um weitere 0,55 % im Posten C (siehe da) im Ganzen also um 0,81 + 0,55 = 1,36 %. Die dem Gehalt an CO_2 von 15, 20, 25 und 30 % entsprechenden Zahlen sind berechnet, die übrigen — durch Interpolation gefunden.

Tabelle 6.

Dampfverbrauch der Posten C + D + E — F, auf je 1 % CaO als Kalkmilch.

Mittlere Temp. der abziehend. Gase u. Dämpfe	Volumetrischer Gehalt des Saturationsgases an CO_2																		
	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
75°	3,10	2,73	2,47	2,24	2,05	1,88	1,71	1,59	1,48	1,38	1,28	1,20	1,12	1,06	1,00	0,95	0,90	0,85	0,81
80°	4,30	3,87	3,44	3,14	2,88	2,64	2,42	2,24	2,09	1,95	1,82	1,71	1,60	1,51	1,42	1,35	1,28	1,21	1,15
85°	6,40	5,79	5,22	4,74	4,33	3,97	3,64	3,37	3,15	2,94	2,74	2,56	2,40	2,26	2,13	2,02	1,92	1,83	1,75
90°	11,00	9,69	8,75	7,95	7,20	6,59	6,09	5,65	5,25	4,90	4,58	4,29	4,05	3,81	3,60	3,40	3,21	3,04	2,87
95°	24,00	21,61	19,35	17,60	16,00	14,80	13,59	12,50	11,60	10,80	10,10	9,55	9,00	8,45	8,00	7,55	7,18	6,85	6,55

Zur Bestimmung der Heizflächen ist der betreffende Wärmeverbrauch in W. E. in Rechnung zu nehmen, welcher in folgender Tabelle 7 enthalten ist.

Tabelle 7.

Wärmeverbrauch der Posten C + D + E — F, auf je 1 % CaO als Kalkmilch, in W. E.

Mittlere Temp. der abziehenden Gase und Dämpfe	Volumetrischer Gehalt des Saturationsgases an CO_2																		
	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
75°	1674	1474	1334	1210	1107	1015	923	859	799	745	691	648	605	572	540	513	486	459	437
80°	2322	2090	1858	1696	1555	1426	1307	1210	1129	1053	983	913	864	815	767	729	691	653	621
85°	3456	3127	2819	2560	2338	2104	1966	1820	1701	1588	1480	1382	1296	1220	1150	1091	1037	988	945
90°	5940	5233	4725	4293	3888	3559	3289	3051	2835	2646	2473	2317	2187	2057	1944	1836	1733	1642	1550
95°	12960	11669	10449	9504	8640	7990	7339	6750	6264	5832	5454	5157	4860	4563	4320	4077	3877	3699	3537

Zum Dampfverbrauch der Saturation könnten wir noch den Verlust hinzurechnen, welcher durch das Niederschlagen des Schaumes mittels Dampf, wie das in manchen Fabriken üblich ist, verursacht wird. Da diese Methode der Schaumbeseitigung aber sicher, als viel zu teuer, unrationell ist und da die hier vorkommenden oft ganz enormen Dampfverluste ganz unberechenbar sind, da sie bei ein und derselben Einrichtung, je nach der Handhabung, in den weitesten Grenzen schwanken können, so wollen wir diesen Posten hier garnicht berücksichtigen. Ich bemerke nur, dass, wenn nicht anders der Schaum ebensogut mit Saturationsgas niedergeschlagen werden kann.

Beispiel 2. Es werden 120 % Saft abgezogen und auf 80° vorgewärmt; der Kalkzusatz sei 3 % als Kalkmilch, das Saturationsgas enthalte 24 % CO_2, die mittlere Saturationstemperatur sei 85°, die abziehenden Gase haben eine mittlere Temperatur von 80° und der fertige Saft trete in die Verdampfung mit 95°. Wie hoch ist der Dampfverbrauch auf dem Wege vom Vorwärmer bis zur Verdampfung?

A. Die Saftanwärmung beträgt 95 — 80 = 15°. Laut Tabelle 2 ist der Dampfverbrauch zum Anwärmen von 120 % Saft um 10° gleich 2%, bei 15°

also 2 . $\frac{15}{10}$ = ... 3,0 %

B. Laut der früheren Annahme . . 5,5 %

C + D + E — F beträgt nach der Tabelle 6 auf 1 % CaO 1,82 %, bei 3 % CaO also 1,82 × 3 = ... 5,46 %

Zusammen also vom Rübengewicht 13,96 %*)

Um sich schnell über den Dampfverbrauch bei mittleren Arbeitsverhältnissen auf den Saturationen zurechtzufinden, kann nachstehende Tabelle 8 dienen:

Die Tabellen 4 bis 8 gestatten folgende allgemeine Schlüsse.

1. Zur Verringerung des Dampfverbrauches ist es wichtig, den Kohlensäuregehalt des Gases so hoch wie möglich zu halten, denn der Unterschied beträgt, bei 3 % CaO und der Temperatur der Abgase 80°, zwischen 25 und 30 % CO_2 : 1,3 %, zwischen 20 und 30 % : 3,4 und zwischen 15 und 30 % ; 7,8 % Dampf. So bequem auch die Anwendung des bei Holzfeuerung hinter den Kesseln entnommenen Gases ist, so gehört doch zu den Vorzügen des Kalkofens auch noch der geringere Dampfverbrauch.

*) Zur Bestimmung der Heizflächen der einzelnen Saturationen, muss die Rechnung für jede besonders durchgeführt werden, wozu das vorhin gesagte genügenden Anhalt gibt. Wegen der Vielfältigkeit der Arbeitsweisen kann hier nur der Gesamtverbrauch berechnet werden.

Tabelle 8.

Dampfverbrauch bei den Saturationen bei einer Temperaturdifferenz, zwischen dem zur Verdampfung gehenden und von den Vorwärmern kommenden Safte, von 10°, bei einer mittleren Temperatur der abziehenden Gase von 80°, bei 120 % Saftabzug und Verwendung von Kalkmilch

Kalk-verbrauch	Das Saturationsgas enthält CO_2 volumetrisch																		
	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
2,0 %	16,10	15,24	14,38	13,78	13,26	12,78	12,34	11,98	11,68	11,40	11,14	10,92	10,70	10,52	10,34	10,20	10,06	9,92	9,80
2,5 %	18,25	17,17	16,10	15,35	14,70	14,10	13,55	13,10	12,72	12,37	12,05	11,77	11,50	11,25	11,05	10,87	10,70	10,52	10,37
3,0 %	20,40	19,11	17,82	16,92	16,14	15,42	14,76	14,22	13,77	13,35	12,96	12,63	12,30	12,03	11,76	11,55	11,34	11,13	10,95
3,5 %	22,55	21,04	19,54	18,49	17,58	16,74	15,97	15,34	14,82	14,32	13,87	13,48	13,10	12,78	12,47	12,22	11,98	11,73	11,52
4,0 %	24,70	22,98	21,26	20,06	19,02	18,06	17,18	16,46	15,86	15,30	14,78	13,34	13,90	13,54	13,18	12,90	12,62	12,34	12,10
4,5 %	26,85	24,91	22,98	21,63	20,42	19,38	18,39	17,58	16,90	16,27	15,69	15,20	14,70	14,29	13,89	13,57	13,26	12,95	12,68

2. Der Dampfverbrauch steigt mit dem Kalkzusatze. Bei 25 % Saturationsgas und bei 80° heissen Abzugsgasen bedingt der Unterschied in der Zugabe von 1 % CaO einen Unterschied im Dampfkonsum von 1,7 %, bei 20 % : 2,4 und bei 15 % : 4,3 %. Daher bedarf die landläufige Annahme, dass etwas mehr Kalk nicht viel kostet und mit Kalk daher nicht besonders gespart zu werden braucht, auch in dieser Hinsicht der Bestätigung durch Rechnung. Im Allgemeinen ist es ratsam, jegliche Mittel zu gebrauchen, um den Kalkverbrauch so weit wie möglich zu reduzieren. Zu solchen Mitteln gehört auch die Anwärmung des Rohsaftes vor der Kalkzugabe mindestens bis auf 85°, sowie das Bestreben, den Saft so frei wie möglich von Pülpe zu erhalten, wofür auch die Filtration desselben über Kies, Koks oder Kohlengruss vor der Kalkzugabe, kein zu hoher Preis wäre.

3. Der Dampfverbrauch steigt rapid mit der Temperatur der abziehenden Gase, also mit der Temperatur des Saftes während der Saturation. So bedingt bei 3 % Kalk und 25 % Saturationsgas die Steigung von 80 auf 90° eine Dampfverbrauchvermehrung von (4,29—1,71) 3 = 7,74 %, bei 15 % CO_2: (9,69—3,87) 3 = 17,46 %. Daher ist es vom Standpunkte des Dampfverbrauches aus wichtig, die Saturationstemperatur so niedrig wie möglich zu halten, (damit nur die Pressen gut laufen) und das Aufkochen erst nach Beendigung aller Saturationen

auszuführen. Manchmal genügt das allerdings nicht, denn bei verdorbenen Rüben, nach Stillstand der Diffusionsbatterie, bei Rückleitung von karamelisierten Abläufen u. s. w. muss mit Kalk aufgekocht werden, dann müssen aber die Vor- und Nachteile dieser Arbeitsweise abgewogen werden. Sind keine besondere Station für die gesonderte Bearbeitung der Abläufe und Kläre, welche bei Zurückleitung in den Betrieb immer mit Kalk aufgekocht werden sollten, vorhanden, dann muss ihretwegen die Temperatur in der Dünnsaftsaturation gesteigert, also hier unnötig Dampf verschwendet werden; daher ist auch aus diesem Grunde die gesonderte Bearbeitung dieser Produkte sehr rationell. Sehr einfach und verhältnismässig sehr vernünftig löst sich diese Frage durch gesondertes Aufkochen dieser Zugaben mit Kalk vor der Zuleitung in die Dünnsaftsaturation, wo dann bei normaler Rübe bis zur Beendigung aller Saturationen zum Aufkochen kein Grund mehr vorliegt.

Anmerkung. Bei der vorherigen Wärmebilanz sind die Zugaben von Kläre und Abläufe in die Dünnsaftsaturation garnicht berücksichtigt. Dies deswegen, weil sie meist schon vorgewärmt dahingelangen und der Dampf dazu also an einer anderen Stelle verausgabt wird. Wenn ihre Temperatur niedriger ist als die Safttemperatur beim Eintritt in die Verdampfung, so muss das natürlich in Rechnung gezogen werden.

Beispiel 3. Es werden 4 % Abläufe von 70° Bx. und 5 % Kläre von derselben Dichte mit einer um 30° niedrigeren Temperatur, als die des Saftes vor der Verdampfung in die Saturation zurückgegeben. Da die Wärmekapazität einer 70° Bx. starken Lösung 0,51 ist, so ist der Dampfverbrauch gleich

$$\frac{(4 + 5)\ 0{,}51\ .\ 30}{540} = 0{,}255\ \%.$$

IV.

Die Saturation mit SO_2.

Bei der geringen Menge Kalk, welche durch SO_2 neutralisiert wird (wenn man deren Anwendung überhaupt für nötig hält) liegt kein Grund vor, für diese Operation eine getrennte Wärmerechnung durchzuführen. Wenn dies dennoch erwünscht ist, so kann man annehmen, dass beim Schwefeln das zur Neutralisation einer bestimmten Kalkmenge erforderliche Gasvolumen annähernd demjenigen von 15 % kohlensaurem Gase gleichkommt. Man kann also die für diesen Fall massgebenden Werte in Rechnung ziehen.

V.

Das Ausdämpfen der Schlammpressen.

Der Dampfverbrauch steht hier, wenn überhaupt gedämpft wird, in geradem Verhältnis zur Kalkzugabe. Gewöhnlich wird auf je 1 % Kalk etwa 4 % Schlamm erhalten. Man dämpft bis der Dampf an den Ausläufen erscheint, was der Fall ist, wenn der Schlamm und die inneren Gussteile der Presse auf mindestens 100° vorgewärmt sind. Auf je 1 % Kalk ist im Mittel etwa 20 % Gusseisen anzuwärmen. Wenn wir die Temperatur des Saftes und des Eisens vor dem Dämpfen gleich 80°, die Wärmekapazität des Schlammes gleich 0,7 die des Gusseisens gleich 0,13 setzen, so ist der Dampfverbrauch auf je 1 % CaO gleich $\frac{(4 \cdot 0{,}7 + 20 \cdot 0{,}13)\,(100-80)}{540} = 0{,}2\,\%$, mit den Verlusten ins Freie aber etwa 0,25 %.

Viele dämpfen, mit gutem Grunde, überhaupt nicht und sparen diesen Dampf.

VI.

Die Verdampfung.

A. Dampfverbrauch zum Saftvorwärmen.

Der in die Verdampfung in einer Quantität Q % vom Rübengewicht mit B° Bx. eintretende Saft wird hier, ehe er zu kochen anfängt, von seiner Anfangs-

temperatur t_0 bis zur Siedehitze t angewärmt. Hierzu ist auf 100 kg Rüben bei der Wärmekapazität der Trockensubstanz des Saftes 0,3 ein Wärmeaufwand von

$$Q\ (t - t_0)\ \frac{100 - B}{100} + 0{,}3\ Q\ (t - t_0)\ \frac{B}{100}$$

oder $Q\ (t - t_0)\ \dfrac{100 - 0{,}7\ B}{100}$ W. E. . . . . . (6)

erforderlich. Der entsprechende Dampfverbrauch wäre dann da, bei den im I. Verdampfkörper obwaltenden Verhältnissen, etwa 530 W. E. auf je 1 kg. Dampf ausgenützt werden,

$\dfrac{Q\ (t - t_0)\ (100 - 0{,}7\ B)}{100\ .\ 530}$ % . . . . (7)

Der Wert Q setzt sich aus folgenden Teilen zusammen: 1) dem Safte, welcher von der Diffusion abgezogen wird (100 + D), 2) dem Wasser, welches mit dem Kalk und als Absüsser in den Saft gelangt, entsprechend etwa der vierfachen Kalkzugabe, 3) den etwa in den Betrieb zurückgenommenen Abläufen und Rohzucker II. Produktes. Von dieser Summe müssen abgezogen werden 1) das in der Saturation verdampfte Wasser, welches wir hier mit V bezeichnen wollen und welches auf je 1 % CaO der Tabelle 5 zu entnehmen ist, und 2) der Zucker und Nichtzucker, welche im Saturationsschlamme in einer Quantität von ca. 1 % zurückgeblieben. Wenn diese Zahlen, der Brixgehalt des Saftes und seine Temperatur vor und im I. Körper bekannt sind, so lässt sich der Dampfverbrauch für diesen Zweck leicht bestimmen.

Beispiel 4. Der Saftabzug wäre 120 %, der Kalkzusatz 3 %, das Saturationsgas enthalte 25 % CO_2, die mittlere Temperatur der abziehenden Gase wäre 80°, der Einwurf von Rohzucker betrage = 3,5 %, der Abläufe 4 %, der Saft habe 17° Bx. und trete in den I. Körper mit einer um 12° geringeren Temperatur, als darin herrscht.

Laut Tabelle 5 ist $V = 1{,}64 \times 3 = 4{,}92\,\%$, daher ist

$$Q = 120 + 4 \times 3 + 3{,}5 + 4 - 4{,}92 - 1 = 133{,}6\,\%$$

daher der Dampfverbrauch

$$\frac{133{,}6 \times 12\ (100 - 0{,}7 \times 17)}{100\ .\ 530} = 2{,}66\ \%$$

Diesen Dampfverbrauch wollen wir künftig überall gesondert von dem Dampfverbrauch, welcher der eigentlichen Verdampfung zugute kommt, aufführen.

Für überschlägige Berechnung kann man sich auch der Tabelle 2 bedienen und die Saftmenge annähernd schätzen oder unmittelbar messen.

Beispiel 5. Es sei wieder die Temperaturdifferenz 12° und die in die Verdampfung tretende Saftmenge 130 %; dann ist, laut Tabelle 2, der Dampfverbrauch für 10° : 2,17 %, für 20° : 4,33 %, für 12° also $2{,}17 + \frac{4{,}33}{10} = 2{,}63\,\%$.

B. Dampfverbrauch zur eigentlichen Verdampfung.

Die Wassermenge, welche in der Verdampfstation entfernt wird, gleicht dem Unterschiede zwischen dem eintretenden Dünnsafte und dem austretenden Dicksafte, da aber gewöhnlich weder dieser noch jener regelmässig gemessen wird, so muss dieser Wert indirekt, aus der berechneten Dünnsaftmenge und dem Brixgehalte vor und nach der Verdampfung, bestimmt werden.

Beispiel 6. Es sei (laut Beispiel 4) Q = 133,6 % bei 17° Bx., der Dicksaft habe 60° Bx., dann ergibt sich seine Quantität aus dem Verhältnis X : Q = 17 : 60, daher ist $X = 133{,}6 \frac{17}{60} = 37{,}85\,\%$. Es ist also $133{,}6 - 37{,}85 = 95{,}75\,\%$ Wasser verdampft.

Der Dampfverbrauch für diesen Zweck ist abhängig 1) von der Körperanzahl, 2) davon, wieviel Saftdampf zu Anwärmungzwecken verwendet wird, sowie von welchen Körpern dies geschieht, und 3) von den unausbleiblichen Verlusten durch Undichtheiten der Rohre, durch die Ammoniakabzüge und durch äussere Abkühlung.

Wenn man den I. Körper für sich betrachtet, so kann man aus Zeuner's Tabelle leicht ersehen, dass, wenn das Kondenswasser mit der Dampftemperatur abläuft, ein kg Dampf etwas weniger Wasser verdampft; geht das Kondenswasser aber mit

der Safttemperatur ab, so verdampft ein kg Dampf etwas mehr Wasser. Da nun in Wirklichkeit die Kondenswassertemperatur zwischen diesen Grenzen liegt, so kann man, ohne einen für die Praxis in Betracht kommenden Fehler zu begehen, annehmen, dass im I. Körper ein kg Dampf ebensoviel Wasser verdampft.

Genau dasselbe könnte man von jedem nächstfolgenden Körper sagen, wenn der in ihn eintretende Saft die in ihm herrschende Siedetemperatur hätte. Das ist nun aber keineswegs der Fall, denn der Saft kommt immer mit der höheren Temperatur des vorhergehenden Körpers herüber und, sobald er in den Raum mit geringerem Druck gelangt, verliert er diesen Wärmeüberschuss unter Verdampfung eines Teiles seines Wassergehaltes. Aus diesem Grunde würde in den nachfolgenden Körpern auf eine Dampfeinheit immer mehr Wasser verdampft werden. Diesen Überschuss könnte man für jeden gegebenen Fall leicht berechnen, es gibt aber wieder Faktoren, welche in entgegengesetztem Sinne wirken, nämlich 1) die Verluste durch Undichtheiten der Rohre, 2) die äussere Abkühlung und 3) die Ammoniakrohre; in umgekehrtem Sinne beeinflusst das Ergebnis der Dampf, welcher in verschiedene Körper aus den Zirkulationsröhren der Wasserabscheider u. s. w. zufliesst. Alle diese Einflüsse können nicht ganz sicher abgeschätzt werden; wir wollen daher annehmen, dass sie sich alle gegenseitig so ausgleichen, dass in jedem

Körper eine kondensierte Dampfeinheit die gleiche Menge Wasser verdampft, dass also bei einer reinen dreifachen Verdampfung 1 kg Dampf 3 kg Wasser, im reinen Vierkörper 1 kg Dampf 4 kg Wasser verdampft und so weiter. Diese Annahme hat den Vorzug der Einfachheit, ohne weniger richtig zu sein, als alle anderen Berechnungsmethoden.*)

Ausser der Körperzahl hängt der Dampfverbrauch, wie schon gesagt, auch von der Saftdampfabgabe zu Anwärmezwecken nach dem Prinzip Rillieux ab. Es bestehe die Verdampfung aus einer Reihe von p Körpern

1,2 . . . m . . n . . o . . . p

und es werden auf 100 kg Rüben aus m, n und o : M, N und O % Dampf zu Anwärmezwecken entnommen. — Wenn wir die Dampfmenge, welche speziell zur Verdampfung (ohne Vorwärmung) in den I Körper eingeführt wird mit X benennen, so wird laut Vorhergesagtem in allen Körpern bis m einschliesslich ebenfalls je X verdampft, zusammen

*) Ein Beispiel, wie „genau" man es auf diesem Gebiete nimmt, beweist Folgendes: Jelinek berechnete seiner Zeit die Wasserverdampfung im Einkörper zu 0,9, im Zweikörper — 1,96, im Dreikörper — 2,85, im Vierkörper — 3,79 und im Fünfkörper zu 4,72, unter ganz willkürlichen Voraussetzungen z. B. Safttemperatur 75° u. s. w. Diese zufälligen Zahlen werden bis heute in allen Lehr- und Taschenbüchern, ausser von Hausbrandt, als etwas Allgemeingiltiges wiedergegeben und in Tabellen gesetzt. Man rechnet munter mit diesen zufälligen also wertlosen Zahlen nach berühmtem Muster immer weiter.

also in den m ersten Körpern m X % Wasser. Alle nächstfolgenden Körper, bis n einschliesslich, werden um M % weniger verdampfen, also je (X — M), zusammen aber (X — M) (n — m). Alle nächstfolgenden Körper einschliesslich o werden noch weniger, nämlich je (X — M — N) verdampfen, zusammen aber (X — M — N) (o — n). Jeder der übrigen verdampft dann nur noch (X — M — N — O) und zusammen (X — M — N — O) (p — o). Wenn wir die Summe des im ganzen Sistem verdampften Wassers mit S benennen, so ist

$$mX + (n - m)(X - M) + (o - n)(X - M - N) + (p - o)(X - M - N - O = S)$$

$$\text{und } X = M + N + O + \frac{S - mM - nN - oO}{p} \ldots (8)$$

Nach dieser Formel ist es leicht, den zur Verdampfung erforderlichen Dampf zu berechnen.

Beispiel 7. Es werden in einem Fünfkörper 96 % Wasser verdampft, dabei dem I Körper 8 %, dem II. Körper 12 % und dem III. Körper 10 % Dampf zu verschiedenen Zwecken entnommen; dann ist m = 1, n = 2, o = 3 u. p = 5; M = 8, N = 12, O = 10 u. S = 96 u. $x = 8 + 12 + 10 + \frac{96 - 1 \times 8 - 2 \times 12 - 3 \times 10}{5}$ = 36,8 %.

Beispiel 8. Bei einem Vierkörper-Sistem werden aus dem II. und III. Körper je 8 % Dampf entnommen.

S sei wieder gleich 96 % und m hier = 2, n = 3, O = Null, p = 4; dann ist

$$x = 8 + 8 + \frac{96 - 2 \times 8 - 3 \times 8}{4} = 30\ \%$$

Hat das Verdampfsystem einen Nullkörper, welcher mit direktem Dampf gespeist wird, so lässt sich die Rechnung, wenn die Verdampfung im Nullkörper bestimmt oder abgeschätzt ist, in ähnlicher Weise durchführen. Man hat dann nur nötig, die ganze Rechnung ohne Nullkörper durchzuführen und S um die Verdampfung des Saftkochers y zu verringern. Setzt man in den Ansatz (8) statt S den neuen Wert S — y, so ist

$$x^1 = M + N + O + \frac{S - y - mM - nN - oO}{p} \quad ..(9)$$

x^1 bedeutet hier die Menge des in den ersten Körper eingeführten Gesamtdampfes, wovon y % auf den Saftdampf vom Nullkörper entfallen und (x^1 — y) % auf Retourdampf. Da nun die Menge Saftdampf vom Saftkocher der Menge des in ihn eingeleiteten Kesseldampfes gleicht (den Anteil, welcher zum Anwärmen aufgewendet wird, natürlich nicht mitgerechnet) so ist x^1 zugleich der Gesamtverbrauch an Kessel- und Retourdampf zur Verdampfung.

Beispiel 9. Ein Vierkörper-Sistem ist mit einem Saftkocher versehen, welcher 8 % Wasser verdampft. Saftdampf wird nur dem II. Körper und zwar 25 % entnommen. Die Gesamtverdampfung sei wieder 96 %.

Wieviel Dampf wird nun verwendet? — Setzt man in Gleichung (9) $M = 25$, $m = 2\,N$ und $O = \text{Null}$ und $p = 4$ so ist $x^1 = 25 + \frac{96 - 8 - 2 \times 25}{4} = 34{,}5\,\%$, wovon also 8% als direkter Dampf im Saftkocher zur Verwendung kommen und $34{,}5 - 8 = 26{,}5\,\%$ als Retourdampf im I. Körper (gemischt mit 8% Brüdendampf vom Saftkocher).

VII.

Die Verkochung.

Die Menge des bei der Verkochung verdampften Wassers wird genau so bestimmt wie bei der Verdampfstation.

Beispiel 10. Aus 37,85 % Dicksaft von 60° Bx. (laut Beispiel 6) erhält man (ohne Zuzug von II. Produkt vor dem Ablassen gerechnet) eine Füllmasse von 94° Bx. und aus einem ungemessenem Quantum II. Produktes von 78° Bx. 7 % Füllmasse II. Produktes von 93° Bx. — Wieviel Wasser ist im ganzen verdampft?

Es musste $37{,}5\,\frac{60}{94} = 24{,}16\,\%$ I. Produkt erhalten sein (netto ohne Zuzug), daher ist beim Verkochen

desselben an Wasser verdampft 37,85 — 24,16 = 13,69 %. Rohes II. Produkt musste vorhanden sein

$$7 \, . \, . \, \frac{93}{78} = 8{,}35\,\%,$$

daher musste aus dem II. Produkt an
Wasser verdampft sein 8,35 — 7 = 1,35 „

Zusammen also 15,04 %

Der Dampfverbrauch ist von der Temperatur des Dampfes, des kondensierten Wassers und anderen Umständen abhängig. Wenn die Temperaturen des in das Vakuum eintretenden Dicksaftes und Sirups gleich der Temperatur der fertigen Füllmassen sind und das Kondenswasser mit der ursprünglichen Dampftemperatur abgeht, so ist der Dampfverbrauch auf je 1 kg verdampften Wassers
bei einem Dampfüberdruck von

0	0,5	1	1,5	2	3	4	At.
1,04	1,05	1,07	1,08	1,09	1,10	1,12	kg

Ist die Temperatur des kondensierten Wassers niedriger, so ist der Dampfverbrauch geringer als angegeben, z. B. wenn in einem Schlangenvakuum der Dampfdruck von 4 At. zu Ende bis auf 2 At. fällt, entsprechend einem Wärmegefälle von 151 auf 133°, so ist der Dampfverbrauch auf 1 kg verdampftes Wasser statt 1,12 nur 1,08 kg. Da aber anderseits bei jeder Vakuumkonstruktion in gewissen Verkochungsstadien ein geringer Dampfverlust durch die Zirkula-

tionsrohre der Wasserabscheider vorhanden ist, so braucht diese Mehrausnützung durch Temperaturabfall nicht weiter berücksichtigt zu werden.

Ausserdem wird noch eine gewisse Dampfmenge zum Ausdämpfen der Vakuen nach dem Ablassen verbraucht. Diese Quantität lässt sich nicht berechnen und schwankt in sehr weiten Grenzen je nach dem Wassergehalt der Masse und der Konstruktion der Vakuen.

Beispiel 11. Zum Verdampfen von 15,04 % Wasser (siehe Beispiel 10) aus dem I. und II. Produkt ist bei einem Dampfdruck von 3 At. $15{,}04 \times 1{,}1 = 16{,}54$ % Dampf erforderlich; mit dem Ausdämpfen und Wiederverdampfen des so eingeführten Wassers aber etwa 17 %.

VIII.

Die Anwärmung des Dicksaftes und Sirups.

Der Dicksaft vor der Filtration und der Sirup, welche auf II. Produkt verkocht werden, unterliegen gewöhnlich der Anwärmung, ebenfalls die Sirupe II. und III. Produktes, welche zur Verdünnung der nächsthöheren Füllmassen bestimmt sind. Der damit verbundene Dampfverbrauch lässt sich leicht nach einer der beschriebenen Methoden bestimmen.

Beispiel 12. Es sollen 37,85 % Dicksaft von 60° Bx. (Beispiel 6 u. 10) um 30°, 8,35 % Sirup II. Produktes von 78° Bx. (Beispiel 10) um 40° und etwa 3 % Sirup II. und III. Produktes von 78° Bx., welche zur Verdünnung verwendet werden, ebenfalls um 40° angewärmt werden. Die Wärmekapazität ist bei 60° Bx. : 0,58, bei 78° : 0,45, daher ist der Dampfverbrauch, wenn auf je 1 kg 530 W. E. ausgenützt werden,

$$\frac{37{,}85 \times 0{,}58 \times 30 + (8{,}35 + 3)\ 0{,}45 \times 40}{530} = 1{,}63\ \%$$

IX.

Die Behandlung der Abläufe und des Einwurfes.

Bei der Fülle der hier zur Anwendung kommenden Methoden kann keine allgemein gültige Schablone für die Berechnung des Dampfverbrauches angegeben werden. Wenn die Bearbeitung im Aufkochen mit Kalk und Saturation mit CO_2 oder SO_2 besteht, so wird die Berechnung wie bei der Dünnsaftsaturation durchgeführt und die dort aufgestellten Tabellen haben Gültigkeit, sobald der Kalkverbrauch auf das Rübengewicht bezogen wird.

Beispiel 13. 3,5 % Rohzucker II. Produktes von 30° und 4 % besseren Ablaufes mit 78° Bx. und 50° werden mit etwa 60 % Saft von 80° aufgelöst und mit Kalk aufgekocht. Wenn 0,9, 0,45 und 0,3 die Wärmekapazitäten des Saftes, Sirups und Zuckers sind, so ist der Dampfverbrauch

$$\frac{3{,}5 \times 0{,}3\,(100-30) + 4 \times 0{,}45\,(100-50) + (3{,}5+4)\,\frac{60}{100} \times 0{,}9\,(100-80)}{530}$$

= 0,46 %. Wenn 0,1 % CaO als Kalkmilch zugesetzt wird und diese um 75° angewärmt wird so ist der Dampfverbrauch hierzu, laut Seite 11, Posten C, $\frac{0.58}{10}$ = 0.06 %. Zusammen 0,46 + 0,06 = 0,52 %.

Beispiel 14. Bei den im Beispiel 13 angeführten Verhältnissen wird nachträglich mit 25 % Kohlensäure 0,1 % Kalk vom Rübengewicht, bei einer mittleren Temperatur der abziehenden Gase von 90° aussaturiert.

Wieviel Dampf verbraucht diese Saturation? — Laut Tabelle 6 ist der Dampfverbrauch für die Posten C + D + E — F auf je 1 % CaO = 4,29, auf 0,1 % CaO also $\frac{4{,}29}{10}$ = 0,43 % einschliesslich der Anwärmung der Kalkmilch; ohne diese 0,43 — 0,06 = 0,37 %.

Für beide Operationen laut Beispielen 13 und 14 also 0,52 + 0,37 = 0,89 %.

X.

Das Schleudern und Decken.

Hier bewegt sich der Dampfverbrauch in weiten Grenzen, von 0,5 bis 1,5 % vom Rübengewicht, je nach dem Zentrifugensistem, deren Ausstattung und der Arbeitsweise. Eigentlich müsste sich dieser Verbrauch auf das Verdrängen der Luft aus der Zentrifuge und auf das Anwärmen des Zuckers und der Zentrifuge beschränken. Wären die Schleudern hermetisch geschlossen, so wäre das tatsächlich der Fall, denn ein und derselbe Dampf würde, nachdem der Zucker und die Schleuder angewärmt, durch die Zentrifugalkraft veranlasst, aus dem Innern der Schleuder durch die Zuckerschicht in den Mantelraum und von hier, über den oberen Rand der Schleudertrommel, wieder in diese hineinzirkulieren. In Wirklichkeit strömt der Dampf in grosser Menge durch den Ablaufstutzen des Mantels in's Freie; bei den Weston-Zentrifugen auch durch den unteren offenen Boden des Mantels. Meist begnügt man sich aber mit diesen Verlusten noch nicht und ordnet an den Schleudermänteln, in der irrtümlichen Meinung, dadurch den Vorgang zu beschleunigen und vom Dampf weniger belästigt zu werden, noch besondere

Abzugrohre von gehörigen Dimensionen an. Das Resultat liegt klar auf der Hand: je mehr Dampf durch diese Ventilation herausgezogen wird, ebenso viel mehr Dampf muss durch das Dampfventil eingeführt werden, wenn nicht die kalte äussere Luft in die Schleuder dringen soll, was die Arbeit ganz bedeutend verlangsamen würde.

Wenn man an den Auslaufstutzen der Zentrifugen allereinfachste hydraulische Verschlüsse oder ganz leichte Klappen (welche vom Ablauf gehoben werden) oder von der inneren Seite der Auslauföffnung besondere Kappen, welche den Dampfwirbel von diesem Ausgang ablenken, anbringt, so kann der Dampfverlust hier auf Null gebracht werden. Schwieriger ist es allerdings, die untere Öffnung der Westonschleudern zu verschliessen, obgleich auch dies durch besondere herausziehbare Klappen gelingt. Durch solche Vorrichtungen und durch Verschliessung der Ventilationsrohre gelang es mir oft die Arbeit zu beschleunigen, den Dampf und die Hitze im Arbeitsraum zu vermindern und gleichzeitig den Dampfkonsum um die Hälfte zu reduzieren. Die Ventilation der Zentrifugen nützt nur während des Ausräumens der Schleuder, da dann die Arbeiter nicht unter dem aus der Zentrifuge aufsteigenden Dampfe zu leiden haben. Dies erreicht man durch besondere Drosselklappen, welche in die Abzugrohre eingebaut sind und nur beim Öffnen des Deckels offen stehen.

Demselben Zwecke und auch zur Dampfersparnis dient die Verkleidung der Schleudermäntel, und grade dies geschieht nur selten in der irrigen Annahme, dass die Dampfkondensation am Mantel den Dampfverbrauch nicht beeinflusse. Aus dem Gesagten ist es ohne Weiteres klar, dass so viel hier kondensiert wird, ebensoviel mehr durch das Dampfventil zugeführt werden muss.

XI.

Dampfverluste durch Strahlung und äussere Abkühlung.

Nach Claassen beträgt dieser Dampfverlust in den Kessel- und Retourdampfleitungen bei einer Rübenverarbeitung von 700000 kg und mittelmässiger Isolierung 2,49 % und in den Dampfzylindern 0,26 %. Die entsprechenden Verluste bei der Diffusion (von 0,5 bis 1 %) und Saturation mit den damit verbundenen Filtrationen (etwa 5,5 %) sind schon bei den betreffenden Stationen in Rechnung gezogen. Die Dampfverluste durch Abkühlung bei der Verdampfung und den Vakuen schätze ich im Mittel auf 1,5 %. Die Anwärmung der Dicksäfte und Sirupe, welche teilweise durch

Abkühlung bedingt ist, ist schon in der Rechnung enthalten. Daher betragen die in vorigen Kapiteln nicht berücksichtigten Dampfverluste durch äussere Abkühlung zusammen 2,49 + 0,26 + 1,5 = 4,25 %.

Letzte Zahl ergibt, in Verbindung mit den schon früher in Rechnung gezogenen Verlusten bei der Diffusion (0,5 bis 1 %) und den Saturationen mit Filtrationen (ca. 5,5 %) und anderen einen Gesamtverlust durch äussere Abkühlung von 10 bis 12 % vom Rübengewicht, welcher gross genug ist, um voller Beachtung wert zu sein. Bei sehr guter Umkleidung aller Rohrverbindungen und Geräte kann dieser Verlust verringert werden, bei schlechter Umkleidung kann er noch grösser werden.

Zur Beurteilung der verhältnismässigen Güte verschiedener Isolierungsmittel sind die Ergebnisse der Versuche von Rietschel sehr lehrreich*). Ich will sie für unsere Zwecke lieber entsprechend umgerechnet und etwas gekürzt in nachstehender Tabelle 9 wiedergeben.

Bei der Wertbestimmung neuer Isoliermaterialien kann man sich durch die von Ordway gefundene sehr einfache und begreifliche Beziehung leiten lassen, nämlich, der Wärmeschutz ist um so grösser,

*) H. Rietschel. Leitfaden zum Berechnen und Entwerfen von Lüftungs- und Heizungs-Anlagen.

Tabelle 9.

Wärmeverlust, wenn der Verlust bei unbekleideten Flächen = 100 ist.

Art der Umkleidung	Stärke der Umkleidungsschicht			
	15 mm	20 mm	25 mm	30 mm
Strohseil mit Lehm	69	64	60	57
Schnur aus Asbestklöppelung mit Asbestfaserfüllung	59	56	54	52
Verschiedene Kieselguhrpräparate (im Mittel)	46	42	40	39
Kunsttuffsteinschalen	38	33	30	28
Korkschalen	44	35	29	24
Seidenzöpfe ohne Luftschicht	25	22	20	19
Remanitzöpfe (Karbonisierte Seide)	25	22	20	19
Filz, weiches braunes Material, ohne Bandage oder bandagiert und mit Dextrin gestrichen	19	16	14	13

je geringer das Gewicht eines gegebenen Volumens des Wärmeschutzmittels ist.

Die Tabelle 9 zeigt, dass das beste Wärmeschutzmittel der billige Filz ist. Er hat nur einen Nachteil, nämlich, dass er nicht unmittelbar auf Rohre für hochgespannten Dampf aufgetragen werden kann. Für letztere empfehlen Babcock & Wilcox die Umhüllung mit Asbestpappe, über welche, je nach dem Durchmesser der Rohre, 6 bis 12 Holzstäbe gelegt und mit Draht befestigt werden. Über dieses Gerippe wird ungeteerte Pappe gewunden und entsprechend befestigt. An den Flanschen werden die Räume zwischen den Stäben mit Holz verbaut und die Aussparungen für die Schrauben nachträglich mit Filz verpackt. Genau dieselben oder bessere Dienste würde eine Puckelblech- und darüber eine Filzumhüllung leisten.

Nachstehende Tabelle 10 gibt annähernd die Wärme- und Dampfverluste bei nicht umhüllten schmied- oder gusseisernen Flächen. Bei Kupfer sind die entsprechenden Werte um etwa $^1/_3$ kleiner.

Um den Wärme- oder Dampfverlust für diese oder jene Umkleidung pro qm zu finden, genügt es, die betreffenden Zahlen der Tabelle 10 mit den entsprechenden Werten der Tabelle 9 zu multiplizieren und durch 100 zu teilen.

Natürlich hängt viel davon ab, wie die Isolierung gemacht ist. So gibt zum Beispiel eine übliche schöne

Holzverschalung mit einem Luftraum darunter manchmal statt des gewünschten Nutzens nur Schaden, da der sich darunter einstellende Luftzug eine Erhöhung der Wärmeübertragung hervorrufen kann. In dieser Hinsicht ist die Umkleidung mit Filz und darüber mit dünnem Eisenblech viel rationeller.

Tabelle 10.

Verlust durch Abkühlung und Strahlung für 1 qm schmied- resp. gusseiserne Fläche.

Temperaturdifferenz	W. E.	Dampf in kg
10°	90	0,16
20°	180	0,33
30°	290	0,54
40°	400	0,74
50°	540	1,00
60°	680	1,26
70°	820	1,52
80°	980	1,81
90°	1140	2,11
100°	1300	2,40
110°	1450	2,68
120°	1650	3,06
130°	1850	3,43
140°	2020	3,74
150°	2230	4,13
160°	2450	4,54
170°	2680	4,96

XII.

Die mechanische Arbeit.

Man kann durchschnittlich annehmen, dass zu einer stündlichen Verarbeitung von 100 kg Rüben 1,5 bis 1,8 indicierte oder 1,2 bis 1,5 effektive PS erforderlich sind.

Der für eine indicierte PS erforderliche Dampfverbrauch ist ungefähr folgender Tabelle (11) zu entnehmen.

Für 1 PS_e ist der Dampfverbrauch um etwa 15 % höher. Natürlich kann diese Tabelle für jeden Einzelfall auf keine grosse Genauigkeit Anspruch haben, da der Zustand der Maschine eine grosse Rolle spielt. Im Allgemeinen bewegt sich der stündliche Dampfverbrauch auf 1 PS_i in den Grenzen zwischen 15 und 30 kg und auf das Rübengewicht zwischen 25 und 54 %.

So gross dieser Dampfverbrauch auch sein mag, in jeder auch nur mittelmässig eingerichteten Fabrik wird der ganze Retourdampf verwertet, daher ist der zur Erzeugung mechanischer Arbeit erforderliche Dampfverbrauch nicht grösser als die theoretisch berechnete Zahl, d. h. eine W. E. entwickelt 428 Kilogrammmeter Arbeit. Die mit dem Dampfmaschinenbetriebe verbundenen Dampfverluste durch Abkühlung in den Leitungen und Dampfzylindern sind schon im vorigen Kapitel berücksichtigt. Der Wärmever-

Tabelle II.

Stündlicher Dampfverbrauch für je 1 PS_i in kg.

Füllung	Druckdifferenz vor und hinter dem Dampfzylinder in Atm.																								
	3					4					5					6					7				
	Durchmesser des Dampfzylinders in mm																								
	200	300	400	500	600	200	300	400	500	600	200	300	400	500	600	200	300	400	500	600	200	300	400	500	600
0,4	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	22	20	18	17	16	21	19	17	16	15	19	17	16	15	14
0,5	—	—	—	—	—	26	24	21	20	19	24	22	20	19	17	23	21	19	17	16	20	18	17	16	15
0,6	—	—	—	—	—	28	26	23	21	20	25	23	21	20	18	24	22	20	18	17	22	20	19	17	16
0,7	35	32	29	27	25	31	28	25	23	21	27	24	22	21	20	26	23	21	20	19	25	22	20	19	18

brauch für 1 PS (= 75 mkg in einer Sekunde) beträgt also stündlich $\frac{75 \times 60 \times 60}{428} = 631$ W. E.; für 1,5 — 1,8 PS_i, oder 100 kg Rüben, also 946 bis 1136 W. E. Da diese Wärme durch Kondensation des Dampfes frei gemacht wird und 1 kg Dampf bei den im Dampfzylinder obwaltenden Verhältnissen durch Kondensation im mittel 540 W. E. frei gibt, so beträgt der zur Verrichtung mechanischer Arbeit aufgewendete Dampf $\frac{946}{540}$ bis $\frac{1136}{540} = 1{,}75$ bis 2,1 % vom Rübengewicht.

In diesem Punkte gehen die Schlüsse verschiedener Autoren sehr weit auseinander, je nachdem und in welchem Grade man sich über den immerhin etwas verwickelten termodynamischen Vorgang, welcher in einer Dampfmaschine Platz hat, klar war. Jelinek schätzte den beim Durchgang durch die Dampfmaschine kondensierenden Dampf ganz grundlos mit 30 % vom eintretenden Dampfe; eine ganze Reihe Anderer verfielen auf den Fehler, noch einen besonderen Dampfverlust durch Expansion desselben hinter dem Dampfzylinder anzunehmen, und zwar um so grösser mit je grösserer Füllung die Maschine arbeitet, wobei vergessen wurde, dass der in die Heizräume hineinexpandierende Dampf hier gar keine äussere Arbeit verrichtet (wie dies z. B. der Fall wäre, wenn der Abdampf in die Luft abgehen würde). In Wirklichkeit gibt es hier, ausser den schon ab-

geschätzten, keine weiteren Dampfverluste; denn wenn wir eine zu einem Sistem mit den Heizvorrichtungen verbundene Dampfmaschinenanlage als Ganzes betrachten, so haben wir hier nur Dampf- resp. Wärmeausgaben 1) zur Verrichtung der mechanischen Arbeit einschliesslich der Reibungsverluste in den Maschinen selbst, welche Summe vom Indikator angegeben wird und 2) für die äussere Abkühlung. Andere Ausgaben sind undenkbar. Da die beste Dampfmaschine mit Kondensation in den in Zuckerfabriken möglichen Dimensionen immer noch 6—7 kg Dampf pro PS_i, also etwa 10 % vom Rübengewicht bedarf, so ist hieraus ersichtlich, dass hier die allerbeste Maschine mit Kondensation den Vergleich mit der allergewöhnlichsten Maschine, deren Retourdampf verwertet wird, nicht aushält, da letztere nur 1,75 bis 2,1 % Dampf kostet, also gegenüber der ersten ca. 8 % spart.

Da andererseits der berechnete Dampfverbrauch von 1,75 bis 2,1 % garnicht von der Güte der Maschinen abhängt, so folgt hieraus, dass, so lange eine rationelle Verwertung des Retourdampfes möglich ist, die Zahl und die Güte der Dampfmaschinen auf den Gesamtdampfverbrauch von keinem Einfluss ist, natürlich ganz abgesehen von dem Unterschied in der Grösse der Abkühlungsflächen, was nur Bruchteile eines Prozentes ausmachen kann.

Es ist fast überflüssig zu erörtern, dass alle Einrichtungen zum Dampfüberhitzen in den Zucker-

fabriken nur von sehr bedingtem Werte sind, da der Wärme- und Dampfverbrauch für die Verrichtung der mechanischen Arbeit und zu Anwärme- und Kochzwecken dadurch garnicht geändert wird. Wieviel hierbei der Dampfverbrauch der Maschinen verringert wird, genau so viel mehr direkter Dampf muss in die Verdampfung hineinexpandiert werden. Wenn man hoch- und niedriggespannten Kesseldampf hat, so ist die Folge nur, dass der Verbrauch an hochgespanntem Dampf dabei fällt, der Bedarf an niedriggespanntem aber um ebensoviel steigt. Die eine Kesselgruppe wird entlastet, die andere um ebensoviel belastet. Der neuliche Versuch, einen Vorteil der Überhitzungsanlage darin zu erblicken, dass der überhitzte Dampf in den Leitungen weniger Wärme abgiebt, ist mehr tiefsinnig als den Tatsachen entsprechend, denn diese Ersparnis wird nie 1 % vom Rübengewicht erreichen. Deswegen Überhitzer aufzustellen, ist sicher verfehlt, denn in jeder Fabrik liegt die Möglichkeit vor, für dasselbe Geld mehr rentierende Verbesserungen zu machen.

Der einzige Sinn von Überhitzungsanlagen und exakten Maschinen liegt in der geringeren Menge Retourdampf, den sie geben. Denn je weniger Retourdampf, desto grösser die Auswahl rationeller Saftdampfausnützungsisteme, wovon später die Rede sein wird.

XIII.

Andere Dampfverbrauchstationen.

Ausser den schon besprochenen Stationen kann es noch verschiedene andere Verbrauchstellen geben, wie Knochenkohlenhäuser und Filtrationen, Separation, Heizungen u. s. w. Dieser Verbrauch muss in jedem Falle nach allgemeinen Methoden bestimmt werden. Wir wollen uns mit diesen jetzt immer seltener werdenden Stationen nicht weiter beschäftigen. Der Dampfverbrauch für die Ausscheidung wird öfter auf 15 % vom Gesamtverbrauch der Fabrik geschätzt.

Die Dampfverteilung in der Fabrik.

I.

Die Methoden zur Verminderung des Gesamtdampfverbrauches.

Bisher haben wir den Dampfverbrauch einzelner Stationen und die denselben beeinflussenden Ursachen besprochen. Nun wollen wir es versuchen, einen Überblick über die Mittel und Verfahren zu geben, welche, unabhängig vom Dampfverbrauch der Einzelstationen, die Verminderung des Gesamtverbrauches von Kesseldampf zum Zwecke haben.

Als erstes Mittel dieser Art ist das zuerst von Rillieux vorgeschlagene Verfahren mehrfacher Ausnützung der latenten Dampfwärme, welches wir schon bei Besprechung der Verdampfung streiften. Wie wir dort ausgeführt haben, besteht es darin, dass, wenn aus dem Safte das Quantum S Wasser zu verdampfen

ist, dies durch mehrfache Verdampfung in einer Zahl von p Körpern mit einem Aufwande von nur $\frac{S}{p}$ Dampf durchgeführt wird.

Ein zweites, nicht minder wichtiges und auch von Rillieux in Anwendung gebrachtes Verfahren (das sogenannte „zweite Prinzip Rillieux“) besteht in der Ersetzung des Kessel- und Retourdampfes auf den verschiedenen Anwärm- und Verkochstationen durch Saftdampf aus einem der Verdampfkörper. Von diesem Verfahren war ebenfalls schon kurz die Rede. Jetzt wollen wir vor allem untersuchen, welche Vorteile die Anwendung dieses zweiten Prinzipes in jedem Einzelfalle bieten kann.

Nehmen wir wieder ein Verdampfsistem aus einer beliebigen Körperzahl

$$1,2 \ldots m \ldots n \ldots o \ldots p,$$

welches im Ganzen S kg Wasser verdampft. Es sei dabei die Einrichtung vorhanden, welche es gestattet, den Körpern m, n und o für verschiedene Fabrikationszwecke je M, N und O kg Saftdampf zu entnehmen. Wenn von dieser Einrichtung kein Gebrauch gemacht wird, so muss, wie schon früher besprochen, der Verdampfung $\frac{S}{p}$ und den anderen Stationen (M + N + O) kg Dampf zugeführt werden, im Ganzen also in das der Betrachtung unterzogene Sistem

$$\left(\frac{S}{p} + M + N + O\right) \text{ kg.}$$

Anderseits ist, laut dem Ansatz (8) Seite 42, der Gesamtdampfverbrauch mit Anwendung des Prinzipes Rillieux

$$M + N + O + \frac{S - mM - nN - oO}{p},$$

daher ist die Dampfersparnis durch Anwendung dieses Prinzipes gleich der Differenz zwischen diesen zwei Grössen, also

$$\left(\frac{S}{p} + M + N + O\right) - \left(M + N + O + \frac{S - mM - nN - oO}{p}\right)$$

oder nach Umformung

$$\frac{mM + nN + oO}{p} \quad . \; . \; . \; . \; . \quad (10)$$

Dieser Ansatz deutet, dass die Dampfersparnis durch anderweitige Verwertung der Saftdämpfe gleich ist der Summe der Dampfentnahmen aus jedem Körper mal seiner Reihennummer geteilt durch die Körperanzahl.

Beispiel 15. Bei einem Vierkörper wird dem I. Körper (etwa für Vakuen und Saturationen) 16 %, dem II. (für Diffusion und Vorwärmer) 14 % und dem IV. Körper (für Vorwärmer) 3 % entnommen. Dann ist m = 1, n = 2, o = 4, M, N, O je 16, 14 und 3 und p = 4 und die Dampfersparnis

$$\frac{1 \times 16 + 2 \times 14 + 4 \times 3}{4} = 14\ \%$$

Könnte die Dampfentnahme, umgekehrt, vom I. Körper 3, vom II. Körper 14 und vom IV. Körper 16 sein, so wäre die Ersparnis

$$\frac{1 \times 3 + 2 \times 14 + 4 \times 16}{4} = 23{,}75\ \%$$

Nachstehende Tabelle 12 gibt eine Übersicht über die für jeden Körper bei anderweitiger Verwertung der Saftdämpfe zu erzielenden Gesamtersparnisse.

Diese Tabelle gestattet ebenfalls, die Ersparnis für jeden Fall zu berechnen. Für den Fall des Beispieles 15 wäre die Ersparnis beim I. Körper $16 \cdot \frac{25}{100}$, beim II: $14 \cdot \frac{50}{100}$ und beim IV: $3 \cdot \frac{100}{100}$, zusammen also

$$16 \cdot \frac{25}{100} + 14 \cdot \frac{50}{100} + 3 \cdot \frac{100}{100} = 14\,\%$$

Die von **Pauly** vorgeschlagene Abänderung des Prinzipes Rillieux besteht darin, dass wenn bei der Verdampfung ausser Retourdampf auch noch Kesseldampf verwendet wird, dieser nicht unmittelbar in den I. Körper, sondern in einen besonderen Saftkocher oder sogenannten Nullkörper eingeführt wird, von welchem erst der Saftdampf gemeinsam mit dem Retourdampf in den I. Körper geleitet und so einmal mehr ausgenützt wird.

Die Dampfersparnis, welche die Aufstellung eines Saftkochers ergeben kann, gleicht dem Unterschiede im Frisch- und Retourdampfverbrauch für beide Fälle (also mit und ohne Saftkocher) wie er in den Ansätzen 8 und 9 Seite 42 u. 43 ganz allgemein dargestellt ist. Indem wir die Werte des Ansatzes 9

Tabelle 12.

Das „zweite Prinzip Rillieux“ gibt eine Gesamtdampfersparnis in Prozenten vom Verbrauche der mit Saftdampf gespeisten Stationen.

Verdampfsistem	Der Dampf wird entnommen aus dem Körper					
	I	II	III	IV	V	VI
Einkörper	100	—	—	—	—	—
Zweikörper	50	100	—	—	—	—
Dreikörper	33,33	66,66	100	—	—	—
Vierkörper	25	50	75	100	—	—
Fünfkörper	20	40	60	80	100	—
Sechskörper	16,66	33,33	50	66,66	83,33	100

von denjenigen des Ansatzes 8 abziehen, erhalten wir die gewünschte Dampfersparnis, nämlich

$$x - x^1 = \frac{y}{p} \quad . \quad . \quad . \quad . \quad . \quad (11)$$

Ein Nullkörper spart also solchen Teil des in ihn eingeführten direkten Dampfes wieviel Körper in dem Verdampfsistem, an welches er angegliedert wird, vorhanden sind.

Beispiel 16. Ein Vierkörper erhält ausser Retourdampf 10 % direkten Dampf. Nachdem an dieses Sistem noch ein Nullkörper angegliedert war, erhielt dieser nur 8 % direkten Dampf, denn $\frac{8}{4} = 2$ % wurden erspart.

Eine eigentümliche Art der Saftdampfausnützung besteht im Verdichten eines Teiles des aus irgend einem Körper austretenden Saftdampfes und Einführen desselben in den I. Körper. Dieses Prinzip wurde zuerst von Körting empfohlen, und zwar sollte die Verdichtung durch ein mit hochgespanntem Kesseldampf gespeistes Strahlgebläse geschehen. Später schlug Weibel vor, diese Verdichtung durch besondere Kolbengebläse zu bewerkstelligen, was nur da eine gewisse Berechtigung hätte, wo eine genügende Menge mechanischer Kraft umsonst zur Verfügung wäre. Diese Methode ist, wie auch das Pauly'sche Sistem, nur dann anwendbar, wenn es der Zustand der Dampf-

maschinen gestattet, in den I. Körper immer eine genügende Menge Kesseldampf zu geben. Wie ein Vertreter der Firma Gebr. Körting Herrn Dr. Claassen mitteilte, sind zur Verdichtung eines kg Saftdampf von 0,7 auf 1,5 At. etwa 2 kg Kesseldampf von 6 At. erforderlich. Wie hoch die dabei zu erzielende Ersparnis ist, kann aus der Tabelle 12 ersehen werden. Wird der Dampf z. B. dem II. Körper eines Vierkörpers entnommen, so erspart man 50 % vom entnommenen Saftdampfe u. s. w.

Beispiel 17. Nehmen wir wieder den Fall aus dem Beispiel 16. Es sei also die Möglichkeit vorhanden, in den I. Körper eines Vierkörpers 10 % direkten Dampf zu geben. Will man, statt diesem ein Gemisch von 1 Teil Saftdampf vom II. Körper und 2 Teilen Kesseldampf benutzen, so kommt auf auf $\frac{10}{3} = 3{,}33\,\%$ Saftdampf $2 \times \frac{10}{3} = 6{,}66\,\%$ Kesseldampf. Da nun der dem II. Körper entnommene Dampf (laut Tabelle 12) 50 % seines Gewichtes spart, so beläuft sich die Ersparnis auf $3{,}33 \cdot \frac{50}{100} = 1{,}66\,\%$.

Ein Vergleich dieses Ergebnisses mit der Ersparnis, welche wir im Beispiel 16 für den Nullkörper berechnet haben (2 %), zeigt, dass letzterer grösseren Vorteil bietet. Das Resultat würde sich kaum zu Gunsten des Injektors ändern, wenn der Saftdampf,

statt dem II., dem III. Körper entnommen würde, da dann zur Verdichtung 1 kg Saftdampfes, entsprechend seinem geringeren Druck, noch viel mehr Kesseldampf erforderlich wäre. Wenn man noch in Betracht zieht, dass ein Injektor immer den Zufluss der vollen Menge Kesseldampf erfordert, (da anderenfalls statt Saftdampf anzusaugen leicht Kesseldampf in den II. Körper treten könnte) wogegen das Bedürfnis der Verdampfung Schwankungen unterliegt, so kommt man zu dem Schluss, dass der reelle Wert dieses äusserlich bestechenden Verfahrens sehr gering ist.

II.

Die praktische Anwendbarkeit der verschiedenen Saftdampfverwertungsisteme.

Nachdem wir nun die Theorie der verschiedenen Sisteme, welche die Total-Dampfersparnis zum Ziele haben, dargelegt haben, wollen wir zur Untersuchung der praktischen Verwertung dieser Prinzipien schreiten. Ehe wir aber darauf näher eingehen, wollen wir erst den Dampfverbrauch der verschiedenen Stationen einzeln, und zwar für mittlere Arbeitsverhältnisse, wie wir sie teilweise schon in den Beispielen aufgeführt haben, zusammenstellen. Dies ist in folgender Tabelle 13 geschehen.

Tabelle 13.

Mittlerer Dampfverbrauch bei 120 % Saftabzug, bei Anwärmung des Rohsaftes von 35 auf 85°, bei mittlerer Abgastemperatur der Saturation 80°, bei 3 % Kalk als Kalkmilch, bei 25 prozentigem Saturationsgas und anderen weiter angeführten Bedingungen:

1.	Diffusion im Mittel	7,00 %
2.	Rohsaftvorwärmer	10,00 %
3.	Dünnsaftsaturation (laut Tabelle 8, S. 42) .	12,63 %
4.	Ausdämpfen der Schlammpressen . .	0,75 %
5.	Anwärmung des Saftes im I. Körper bis zur Siedehitze (Beispiel 4, S. 38) . .	2,66 %
6.	Verdampfung von 96 % Wasser (etwa nach Beispiel 6) im Vierkörper	24,00 %
7.	Verkochung (Beispiel 11, S. 46)	17,00 %
8.	Anwärmung des Dicksaftes und der Sirupe (Beispiel 12, S. 47)	1,63 %
9.	Behandlung der Abläufe und Kläre (Beispiele 13 u. 14, S. 48)	0,89 %
10.	Schleudern	1,00 %
11.	Äussere Abkühlung (Seite 52)	4,25 %
12.	Mechanische Arbeit	2,00 %
	Zusammen bei vollständiger Verwertung des Retourdampfes	83,81 %

Bei einem Dreikörper wäre statt 24 der Dampfverbrauch bei der Verdampfung $\frac{96}{3} = 32$, bei einem Zweikörper $\frac{96}{2} = 48$ % und der Gesamtdampfverbrauch 91,82 resp. 107,82 %. Bei unvollständiger Ausnützung des Retourdampfes erhöht sich der Bedarf entsprechend, ebenso wäre er grösser bei dünnerem Dicksaft und anderen den Dampfkonsum einzelner Stationen vergrössernden Abweichungen.

Bei allen möglichen Kombinationen der Dampfverteilung, welche die Herabminderung des oben herausgerechneten Gesamtverbrauches zum Zwecke haben, muss man vor allem die Temperaturen im Auge haben, bis zu welchen angewärmt werden soll, sowie die Temperaturen der Dämpfe, mit welchen dies geschehen soll, denn man kann nur dann mit Vorteil anwärmen, wenn eine minimale Temperaturdifferenz von etwa 10° zur Verfügung steht. Je höher die Temperatur der Dämpfe in den verschiedenen Verdampfkörpern ist, um so weiter ist das Feld ihrer Verwendbarkeit; je höher die Temperatur, bis zu welcher angewärmt werden soll, um so höher muss der Druck des zur Verwendung kommenden Dampfes sein. Da nun aber die Dampfersparnis um so grösser ist, je mehr Verdampfungstufen der Heizdampf vor seiner Verwendung schon durchgemacht hat, so ersieht man schon, worin die Schwierigkeiten, mit welchen man bei der Saftdampfausnützung zu kämpfen hat, bestehen.

Um die Gesamtdampfersparnis möglichst weit zu treiben, ist es aus diesem Grunde erforderlich, erstens, die einzelnen Anwärmvorrichtungen so zu konstruieren, dass sie den Zweck mit möglichst geringem Temperaturgefälle zu erzielen gestatten, indem man möglichst grosse Heizflächen verwendet, das Mögliche tut, um die Saftzirkulation, besonders dicht an den Heizflächen, zu beschleunigen, dem Heizdampfe möglichst grosse Durchgangsquerschnitte darzubieten, die Heizschlangen durch Rohrbündel zu ersetzen u. s. w.; zweitens müssen die Temperaturen im I., II. und mitunter auch im III. Körper, soweit dem die Karamelisierungsgefahr nicht widerspricht, möglichst hoch gehalten werden, was durch Vergrösserung der ersten Körper auf Kosten der letzten, soweit dies nicht mit zu kostspieliger Vergrösserung der Gesamtanlage verbunden ist, erzielt werden kann. Wie Claassen durch Versuche bewiesen, ist es, um die Gesamtheizfläche der Verdampfung möglichst klein zu halten, vorteilhaft, die Heizflächen in den ersten Körpern, im Vergleiche zu den letzten, möglichst gross zu halten. Neuerdings hat Willaime nachzuweisen versucht, dass dies nicht in dem von Claassen angenommenen Masse der Fall wäre. Wenn selbst diese letzte Behauptung eine gewisse Berechtigung hätte, so bleiben für die Praxis die Claassen'schen Schlüsse die massgebenderen, denn erstens ist dann das Anwendungsgebiet der Saftdämpfe grösser und

zweitens fallen dadurch die mit Saftdampf geheizten Kolorisatoren, Wärmer u. s. w. entsprechend kleiner aus.

Immerhin wird durch alle diese Rücksichten die Aufgabe der rationellen Durchführung der Verdampf- und Heizeinrichtungen recht kompliziert. Einerseits muss nach möglichster Dampfersparnis gestrebt werden, andererseits sollen die anderen Extreme — Zuckerverluste und Amortisierung zu kostspieliger Anlagen — welche die Brennmaterialersparnisse überschreiten können, gemieden werden. Eine Formel, welche das mathematische Verhältnis zwischen allen diesen Faktoren, einschliesslich Brennmaterial-, Zucker- und Heizflächenpreis umfasst, ist noch nicht gegeben und auch wir wollen uns damit nicht beschäftigen, da uns schliesslich doch einige Koeffizienten fehlen würden. Wir wollen uns auf die Betrachtung einiger allgemeiner Gesichtspunkte beschränken, welche uns wenigstens gestatten, gröbere Irrtümer zu meiden. Zu diesem Ende wollen wir zuerst einmal untersuchen, welche Maximaltemperaturen wir in den einzelnen Körpern zur Verfügung haben können, um dann Betrachtungen über die Verwertung derselben auf den Einzelstationen anzustellen.

III.

Die Temperaturverteilung im Verdampfsisteme.

Wir wollen zuerst die Saftdichte in den verschiedenen Körpern feststellen, und zu diesem Zwecke kehren wir zu unserem Beispiel 6, welches den mittleren Verhältnissen der von uns ins Auge gefassten Arbeitsweise entspricht, zurück. Wir nehmen an, dass der Saft mit 17° Bx. in die Verdampfung geht und diese mit 60° verlässt. Wie wir weiter sehen werden, kommt in einer Fabrik mit ausgiebiger Verwendung des Saftdampfes mehr als 40 % der Gesamtverdampfung auf den ersten Körper eines Vierkörpers, bei einem Saftkocher, einschliesslich desselben, bis ca. 50 %, auf den zweiten etwa 35—40 % und die übrigen 10—20 % verteilen sich auf den III. und IV. Körper. Eine einfache Rechnung ergibt, dass bei dieser Verteilung die Saftdichte im I. Körper ca. 25°, im II. etwa 45°, im III. 50° und im IV. 60° Bx. sein wird.

Bekanntlich steigt die Siedetemperatur mit der Saftdichte. So ist diese bei Saft von 25° Bx. um ca. 0,6° höher als die Siedetemperatur des Wassers; bei 45° Bx. beträgt dieser Unterschied schon 1,8°, bei 50° Bx. 2,2° und endlich bei 60° Bx. etwa 3,5°.

Die Temperatur der aus der Flüssigkeit emporsteigenden Dämpfe wird durch diese Erhöhung garnicht beeinflusst, sie bleibt immer gleich der Siedetemperatur des Wassers, welche dem jeweiligen Dampfdrucke entspricht. Die angeführten Zahlen 0,6, 1,8, 2,2 und 3,5° sind also ganz nutzlose Wärmegefällverluste, welche durch den Temperaturunterschied zwischen siedendem Saft und daraus entweichenden Dämpfen entstehen.

Diese Differenz wird durch den Einfluss der Saftsäule über der Heizfläche noch erhöht. Bekanntlich müssen die sich aus der Flüssigkeit in einer gewissen Tiefe bildenden Dämpfe eine um den Druck der Flüssigkeitsäule vergrösserte Spannung, also auch entsprechend höhere Temperatur als an der Oberfläche haben. Um so viel höher muss dort auch die Flüssigkeit an der Heizwand vorgewärmt werden, um Dampfbildung zu ermöglichen. Für das Wärmegefälle geht auch dieser Unterschied nutzlos verloren. Dieser Verlust steigt, unabhängig von der Saftsäule und Saftdichte, mit der Luftleere. So ist z. B. bei einer mittleren Höhe der Saftsäule von 0,3 m im I. und II. Körper, entsprechend einer Wassersäule von 0,33 resp. 0,36 m, bei einem Drucke, der vom atmosphärischen wenig differiert, dieser Verlust ca. 1°; Im III. Körper, entsprechend einer Wassersäule von 0,38 m, ist er bei 75—80° schon etwa 2° und im IV. Körper, bei 0,39 m und 60°, etwa 4°.

Als dritte Ursache des Gefälleverlustes kommt noch der Reibungsverlust in den Leitungen, Saftfängern und Heizkammern und endlich als vierte der Gefälleverlust hinzu, welcher besonders in den letzten Gängen der letzten Körper dadurch entsteht, dass die Dampftemperatur nicht ganz dem jeweiligen Drucke entspricht, welcher vom Vakuumeter angegeben wird, weil dem Dampfe hier eine gewisse Menge unkondensierbarer Gase, auf welche ein Teil des Druckes entfällt, zugemischt ist. Die eigentliche Dampfspannung und dementsprechende Temperatur ist also etwas niedriger. Der durch diese zwei Ursachen bedingte Gefälleverlust lässt sich nicht genau abschätzen und macht im Mittel für jeden Körper wohl weniger als 1° aus.

Auf diese Weise beläuft sich der Gesamtverlust beim I. Körper auf etwa 2,5°, beim II. 4°, beim III. 5° und beim IV. 8—9° und für alle vier Körper in Summa auf etwa 20°.

Nach dieser Aufklärung wollen wir die Arbeit eines jeden Körpers besonders betrachten:

Saftkocher. Die hohe Temperatur des Kesseldampfes würde hier gestatten, jede praktisch erwünschte Temperatur zu halten. Es kommt also nur auf die aus Rücksicht auf event. Keramelisirung nicht zu überschreitende Temperatur an. Die Versuche von Professor Herzfeld beweisen, dass selbst bei 120° die Zuckerzerstörung noch nicht sehr gross wird. Wenn man

den Nullkörper so konstruieren würde, dass der Saft darin nur etwa eine Minute verweilen müsste, so könnte auch gegen diese Temperatur kaum etwas eingewendet werden. Leider ist in der Praxis dieses Bestreben nach möglicher Saftraumbeschränkung wenig bemerkbar und darum ist man bemüht, die Safttemperatur möglichst unter 115° zu halten.

I. Körper. In der Praxis trifft man meistens Temperaturen um 105° herum und nicht über 110°. Wegen der grossen Abmessungen, welche man den I. Körpern zu geben genötigt ist, wäre es erwünscht, diese letzte Temperatur nicht zu überschreiten. Man soll sie nur da gestatten, wo rationelle stehende Verdampfkörper mit minimalem Saftraum vorhanden sind. Bei gewöhnlichen liegenden Verdampfapparaten ist es besser, mit der Temperatur nicht über 105—106° zu gehen. Bei einem nützlichen Wärmegefälle von 4—5° und einem von uns berechneten Gefälleverluste von 2,5° muss der Heizdampf um 6,5—7,5° wärmer sein, was einem Druckunterschiede von etwa 0,4 At. entspricht. In den Fällen, wo der Zustand der Maschinen es nicht gestattet, einen entsprechend hohen Retourdampfdruck zu halten, muss natürlich auch mit dem Druck im I. Körper heruntergegangen werden.

II. Körper. Die resultierende Saftdampftemperatur im II. Körper hängt von der Saftdampftemperatur im I. Körper und von der Grösse der

Heizfläche des II. Körpers ab. Je höher die Temperatur im ersten Körper und je grösser die Heizfläche des zweiten, um so geringer die Temperaturdifferenz zwischen I. und II. und um so höher die Temperatur im zweiten. Auf Grund der Versuche von Claassen wissen wir, dass bei Temperaturen um 100° herum ein nützliches Wärmegefälle von 5° noch einen guten Wärmeübertragungsquotient sichert. Indem wir diese Zahl zu Grunde legen und den von uns auf 4° abgeschätzten Gefälleverlust hinzuaddieren, finden wir, dass die Temperaturdifferenz zwischen dem I. und II. Körper nicht unter 9° gehalten werden darf. In den zweiten Körpern, auf gute Ausnützung des Saftdampfes berechneter Verdampfsisteme, trifft man auch meistens einen Druck von 0 oder eine kleine Luftleere bis 0,2 At., bei einer Temperatur von 93—100°, an.

III. Körper. In diesem Körper steigen die unnützen Gefälleverluste schon bis 5°. Indem wir mit Claassen die Notwendigkeit annehmen, hier ein nützliches Wärmegefälle von etwa 8° zu halten, finden wir, dass die Temperaturdifferenz des Saftdampfes von II. und III. nicht unter 13° sein soll. Die Temperatur im III. kann also nicht über 80—87° sein.

IV. Körper. Bei einer Saftdampftemperatur von 60°, entsprechend einer Luftleere von 610 mm und einem von uns auf 9° abgeschätzten Wärmegefälle-

verluste verbleibt ein nützliches Wärmegefälle von $80 - (60 + 9) = 11^0$ bis $87 - (60 + 9) = 18^0$, entsprechend welchem die Grösse der Heizfläche dieses Körpers bemessen werden muss.

Vorstehende Betrachtungen beziehen sich auf die gebräuchliche vierfache Verdampfung. Um sich auch bei anderen Verhältnissen schnell zurecht zu finden, ist folgende Tabelle 13 aufgestellt, welche eine Übersicht über annähernde Wärmegefälleverluste bei verschiedener Körperzahl darbietet. Man sieht, dass der Gesamtverlust mit der Körperzahl ganz bedeutend (im Mittel um 4⁰ für einen jeden Körper) steigt.

Tabelle 13.

Nutzloser Wärmegefälleverlust bei der Verdampfung mit Verwendung von Saftdampf zu Anwärmezwecke, bei mittler Saftsäulenhöhe über der Heizfläche 0,3 m, Dicksaft von 60⁰ Bx. und üblichem Vakuum.

Verdampfung	Gefälleverluste					
	einzelner Körper					Zusammen
	I	II	III	IV	V	
Einfach . . .	8,5⁰	—	—	—	—	8,5⁰
Zweifach . .	4⁰	8,5⁰	—	—	—	12,5⁰
Dreifach . .	3⁰	5⁰	8,5⁰	—	—	16,5⁰
Vierfach . .	2,5⁰	4⁰	5⁰	8,5⁰	—	20,0⁰
Fünffach . .	2,5⁰	3⁰	4,5⁰	6⁰	8,5⁰	24,5⁰

Nachdem wir so die Temperaturgrenzen des Saftdampfes, mit welchen wir bei den verschiedenen Körpern rechnen müssen, kennengelernt haben, können wir zur Lösung der Frage, mit welchem Dampfe diese oder jene Station geheizt werden soll, übergehen.

IV.

Die Temperaturgrenzen auf den Anwärmestationen mit Bezugnahme auf die Verwendbarkeit von Saftdämpfen.

Diffusion. Dampfverbrauch im Mittel 7 %. Die höchste Temperatur, welche zur Anwendung kommt, ist etwa 85°; gewöhnlich geht man nur bis 81—82, nur ganz ausnahmsweise bis 87°. Wenn man diese Hitzegrade mit denjenigen, welche der Saftdampf vom III. Körper eines Vierkörpers höchstens haben kann, vergleicht, so sieht man sofort, dass von einer Verwendung desselben hier nicht die Rede sein kann. Am rationellsten ist es daher, die Heizfläche der

Kalorisatoren für die Beheizung vom II. Körper zu berechnen, wodurch laut Tabelle 12 eine Gesamtersparnis von $7 \cdot \frac{50}{100} = 3{,}5\ \%$ Dampf zu erzielen ist, wogegen die Beheizung vom I. Körper nur $7 \cdot \frac{25}{100} = 1{,}75\ \%$, also die Hälfte ergeben würde. Um die Beheizung der Diffusion vom II. Körper zu ermöglichen, darf neben genügend grossen Kalorisatoren der minimale Temperaturunterschied nicht weniger als 10^0 ausmachen.

Vorwärmer. Dampfverbrauch im Mittel 10 %. Die Anwärmung geschieht meist von 35 bis auf 85^0. Will man dazu nur einen Heizdampf verwenden, so ist die Beheizung vom II. Körper am vorteilhaftesten. Da hier aber die Möglichkeit vorliegt, die Anwärmung stufenweise in mehreren Elementen auszuführen, so kann die erste Anwärmung bis etwa 50^0 vom IV. Körper geschehen und das übrige der Reihe nach vom III. und II. Mehrfache Rohrleitungen, Heizelemente, Wasserabscheider und Armaturen sind hier Bedingung und diese komplizieren und verteuern die Anlage derart, dass der erzielte Nutzen oft illusorisch wird. Unbedingt unzweckmässig ist das oft anzutreffende Anwärmen nacheinander vom III., II. und I. Körper, da die Summe des hier zu erzielenden Nutzens $\frac{75 + 50 + 25}{3} = 50\ \%$ nur gerade denjenigen

ausgleicht, welcher mit viel geringeren Kosten und Umständen bei ausschliesslicher Beheizung vom II. Körper zu erzielen ist. Wenn man noch berücksichtigt, dass die Zuckerzerstörung durch die von der Diffusion und den Messgefässen mitgeführten Bakterien in dem vom IV. Körper beheizten Wärmer ruhig weiter schreitet, hier sogar mitunter ihr Optimum erreicht, und dass mitunter die Kondenswasserableitung aus einer unter einer Luftleere von 605—650 mm stehenden Heizkammer nicht ganz glatt geht, so wird man meistens herausfinden, dass die ausschliessliche Beheizung vom II. Körper am zweckmässigsten ist. Nur bei sehr teuerem Brennmaterial könnte es sich empfehlen, auch nachfolgende Körper heranzuziehen. Wenn $^1/_3$ der Anwärmung vom IV. und $^2/_3$ vom II. Körper vollzogen wird, so ist die Dampfersparnis $\frac{100 \cdot 1 + 50 \cdot 2}{3} = 66{,}7\,\%$. Wird die Anwärmung zu gleichen Teilen vom III. und II. Körper ausgeführt, so ist der Nutzen fast derselbe, nämlich $\frac{75 + 50}{2} = 62{,}5\,\%$.

Saturationen. Dampfverbrauch 10 bis 15 %. Die niedrigste Temperatur, bei welcher meist saturiert wird, ist etwa 80°. Vom III. Körper kann also nicht angewärmt werden. Da hier andererseits die Temperatur zwischen der ersten und zweiten Saturation bis 90° und darüber gesteigert werden muss,

und nach allen Saturationen bis 100°, so kann auch von einer ausschliesslichen Beheizung vom II. Körper nicht die Rede sein. Da ausserdem bei der ersten Saturation wegen der Abkühlung auch während des Gaseinlasses geheizt zu werden pflegt, und dies bei dem schmutzigen Safte in den Kasten nur durch Heizschlangen zu ermöglichen ist, so scheint die ausgiebige Verwendung von direktem Dampf auf dieser Station unausbleiblich zu sein. Sehr rationell erscheint daher die Methode von Nogaczewski, welche darin besteht, dass der Saft während des Saturierens durch eine Zentrifugalpumpe immerwährend unten aus dem Kessel entnommen und durch einen besonderen Vorwärmer über die Saftoberfläche in den Kessel zurückgegeben wird. Es kann hierzu Saftdampf nach Belieben verwendet werden, und man hat dann noch die Annehmlichkeit, dass der Schaum durch den Saftstrahl niedergeschlagen wird. Da die Anwärmung bei der I. Saturation meist 85° nicht zu übersteigen braucht, so kann man bei dieser Methode ganz gut mit Saftdampf vom II. Körper auskommen. — Die Beheizung der II. und III. Saturation ist zu sehr von den in Aussicht genommenen Arbeitsweisen abhängig, welche hier zu mannigfaltig sein können, es ist daher nicht möglich, für diesen Zweck eine bestimmte Schablone zum Anwärmen zu geben. Im Allgemeinen kann man 60 bis 70 % der bei den Saturationen erforderlichen Wärmemenge vom

II. Körper nach Nogaczewski zuführen und das übrige aus dem I. Körper oder im äussersten Falle durch Kesseldampf ergänzen. Meistens findet man sämtliche Saturationen nur mit direktem Dampf betrieben.

Das Verkochen. Der Dampfverbrauch ist hier je nach Saftdichte 16 bis 20 %. Die Temperatur der Masse während der Kornbildung etwa 85°; nur bei raffinosehaltigen Massen und bei II. Produkt geht man hin und wieder höher.*) Während der übrigen Zeit ist die Temperatur gewöhnlich niedriger. Es würde also nichts im Wege liegen, hier Saftdampf vom II. Körper zu verwenden, wenn hier nicht der Druck der Masse über der Heizfläche diesem entgegenstände. Bei den heutigen Vakuen ist die mittlere Massensäule über der Heizfläche anfänglich etwa einen Meter, zu Ende des Kochprozesses manchmal 3 m hoch. Bei einer Dichte der Masse von 1,5 kommt dies zu Anfang einem Drucke von 1,5 und zu Ende von 4,5 m gleich; dies aber kommt bei einem absoluten Drucke von 0,2 At. an der Oberfläche, laut der Tabelle von Fliegner, einer Temperaturerhöhung von 12 resp. 28° gleich. Wenn man diese Grade zu den oben angeführten Temperaturen hinzuaddiert, so ersieht man, dass in den derzeitigen Vakuen nicht nur von der Beheizung

*) In einer nach dem Strontianverfahren arbeitenden Fabrik sah ich die Kornbildung bei 100° vollziehen.

vom II. Körper keine Rede sein kann, sondern dass auch die Beheizung vom I. Körper auf Schwierigkeiten stösst, und dieser Schluss bewahrheitet sich auch in der Praxis. In allen heutigen Vakuen, welche mit Einrichtungen zur Beheizung vom I. Körper versehen sind, sind für diese nur die obersten Schlangen oder Rohrbündel bestimmt. So lange die Schicht über dieser Heizfläche gering ist, konsumieren sie den Saftdampf leidlich, obgleich die unteren, mit direktem Dampf gespeisten Partien, wo das nutzbare Temperaturgefälle einige Mal grösser ist, sehr viel energischer arbeiten. In dem Maasse wie der Kochprozess fortschreitet und die Schicht der Masse über der Heizfläche grösser wird, steigt auch die Verdampfungstemperatur dicht an der Heizfläche und mit ihr wird das so schon geringe Wärmegefälle der oberen Heizfläche gleich Null und die ganze weitere Arbeit geht auf den direkten Dampf über. So kommt es, dass der Anteil, welcher auf den Saftdampf entfällt, ungeachtet dessen, dass die von ihm in Anspruch genommene Heizfläche oft sehr gross ist, weniger als die Hälfte, meistens aber nur ein Viertel der Gesamtleistung beträgt. Da nun aber die Ersparnis bei der Beheizung vom I. Körper eines Vierkörpersystems nur 25 % beträgt, so folgt hieraus, dass der ganze hier zu erzielende Nutzen höchstens 2, meistens aber nur 1 % Dampf vom Rübengewicht beträgt, was selten die Mehrausgaben

für solche Anlagen aufwiegt, umsomehr als dadurch auch die Dimensionen der Apparate und Rohrleitungen steigen und mehr Verluste durch äussere Abkühlung verursachen.

Der Nutzen der Beheizung vom II. Körper wäre natürlich noch geringer.

Dies alles soll selbstverständlich nicht die Möglichkeit ausschliessen, dass künftig Apparate konstruiert werden, welche das Kornkochen unter ausschliesslicher Anwendung von Saftdampf des II. Körpers gestatten, was einer Dampfersparnis von etwa 8 % gleichkommen würde.

V.

Dampfverteilungschemata.

Es erübrigt jetzt noch, einige Dampfverteilungschemata vorzuführen, welche unsere vorigen Schlüsse umfassen und verdeutlichen. Zu diesem Zwecke wollen wir zu den Arbeitsbedingungen, welche in der Tabelle 13 S. 71 zusammengefasst sind, zurückgreifen, wobei wir den Dampfverbrauch für die kleineren Posten unter 4, 5, 8, 9, 10, 11 und 12 zu einer gemeinschaftlichen Zahl 13,18 % vereinigen wollen.

Schema 1. Die Fabrik besitzt ein einfaches Vierkörpersistem und alle Stationen werden mit Kessel- und Retourdampf beheizt.

Kessel- und Retour-
dampfverbrauch:

Diffusion . .	7 %	
Vorwärmer . .	10 %	
Saturationen .	12,63 %	
Vakuen . . .	17 %	
Sonstig . . .	13,18 %	
Verdampfung .	24*) %	→ I → II → III → IV → 24 % zum Kondensator.
Totalverbranch	83,81 %	24 24 24 24
		Wasserverdampfung 96 %.

*) Hier, sowie bei allen folgenden Schematis drückt diese Zahl nur den Dampf aus, welcher zur eigentlichen Verdampfung verwendet wird; derjenige Anteil, welcher im I. Körper resp. Saftkocher zum Anwärmen verwendet wird, ist laut Zeile 5 der Tabelle 13 in einer Höhe von 2,66 % unter „Sonstig" inbegriffen. Diese Zahl muss zu der für den Saftkocher resp. I. Körper angegebenen immer hinzuaddiert werden, wenn man den in diese einströmenden Dampf haben will, was man bei Berechnung der Dampfleitungen berücksichtigen möge.

Schema 2. Diffusion und Vorwärmer werden vom II. Körper, alles übrige wird mit Kessel- und Retourdampf geheizt.

Kessel- und Retourdampfverbrauch:

Saturationen .	12,63 %
Vakuen . . .	17 %
Sonstig . . .	13,18 %
Verdampfung .	32,50 % *)
Totalverbrauch	75,31 %

→ I → II → III → IV → 15,5 % z. Kondensator.

II ↑ 7 % Diffusion, ↑ 10 % Wärmer

32,5 32,5 15,5 15,5

Wasserverdampfung 96 %.

*) Siehe Anmerkung zu Schema 1.

Schema 3. Saftdampf wird verwendet: 7 % vom I. Körper für die Vakuen und vom II. Körper zur Diffusion, Wärmern und 7 % zur Saturation.

Kessel- und Retour-
dampfverbrauch:

Saturationen (12,63 — 7) .	5,63 %
Vakuen (17—7) .	10 %
Sonstig	13,18 %
Verdampfung . .	41,25 %*)
Total	70,06 %

→ I → II → III → IV → z. Kondensator 10,25 %.

I: ↑ 7 % Vakuen

II: ↑ 7 % Diffusion, ↑ 10 % Wärmer, ↑ 7 % Saturationen

I	II	III	IV
41,25	34,25	10,25	10,25

Wasserverdampfung 96 %.

*) Siehe Anmerkung zu Schema 1.

Schema 4. Die vorige Dampfverteilung, aber bei einem Saftkocher, welcher 8 % direkten Dampf konsumiert.

Kessel- und Retour-
dampfverbrauch:

Saturation . . 5,63 %

Vakuen . . . 10 %

Sonstig . . . 13,18 %

Verdampfung { 8 %*) ⟶ O → I → II → III → IV ⟶ 8,25 % z. Kondensator
{ 31,25 % ⟶ (8) I

I ↑ 7 % Vakuen

II ↑ 7 % Diffusiou ↑ 10 % Wärmer ↑ 7 % Saturation

Total . . . 68,06 %

8 39,25 32,25 8,25 8,25

Wasserverdampfung 96 %.

*) Siehe Anmerkung zu Schema 1.

Schema 5. Bei guten Maschinen und hohem Dampfdruck ist es möglich den Saftkocher bei voriger Dampfverteilung noch besser auszunutzen z. B.

Kessel- und Retourdampfverbrauch:

Saturation .	5,63 %	
Vakuen . .	10 %	
Sonstig. . .	13,18 %	
Verdampfung	16 %*)	→ O → I (16)
	21,25 %	→ I
Total. . .	66,06 %	

O → I → II → III → IV → 6,25 % z. Kondensator

I → 7 % Vakuen

II → 7 % Diffusion, 10 % Wärmer, 7 % Saturation

O	I	II	III	IV
16	37,25	30,25	6,25	6,25

Wasserverdampfung 96 %.

*) Siehe Anmerkung zu Schema 1.

Schema 6. Die vorige Dampfverteilung, aber mit Anwärmung von 30 % der Vorwärmer vom IV. Körper.

Kessel- und Retourdampfverbrauch:

Saturation .	5,63 %
Vakuen . .	10 %
Sonstig. . .	13,18 %
Verdampfung	16 %*) → O
	19,75 %
Total . . .	64,56 %

	O	I	II	III	IV
Entnahme		↑ 7 % Vakuen	↑ 7 % Diffusion, ↑ 7 % Wärmer, ↑ 7 % Saturation		↑ 3 % Wärmer; → 4,75 % z. Kondensator
Zufuhr	16 % *)	16 (19,75 % direkt)			
Verdampfung	16	35,75	28,75	7,75	7,75

Wasserverdampfung 96 %.

*) Siehe Anmerkung zu Schema 1.

Schema 7. Dem II. Körper eines gewöhnlichen Vierkörpersystems wird der Saftdampf für Diffusion und Wärmer, ausserdem 7 % zur Saturation und 16 % für Vakuen entnommen. Diese Kombination wird erst dann möglich sein, wenn der Zuckerindustrie entsprechende Vakuen zur Verfügung stehen werden; sie gestattet übrigens den Betrieb mit den schlechtesten Maschinen.

Kessel- und Retour-
dampfverbrauch:

Saturation . . . 5,63 %
Vakuen (17—16) . 1 %
Sonstig . . . . 13,18 %
Verdampfung . . 44 %*) → I → II → III → IV → 4 % z. Kondensator
Total . . . . 63,81 %

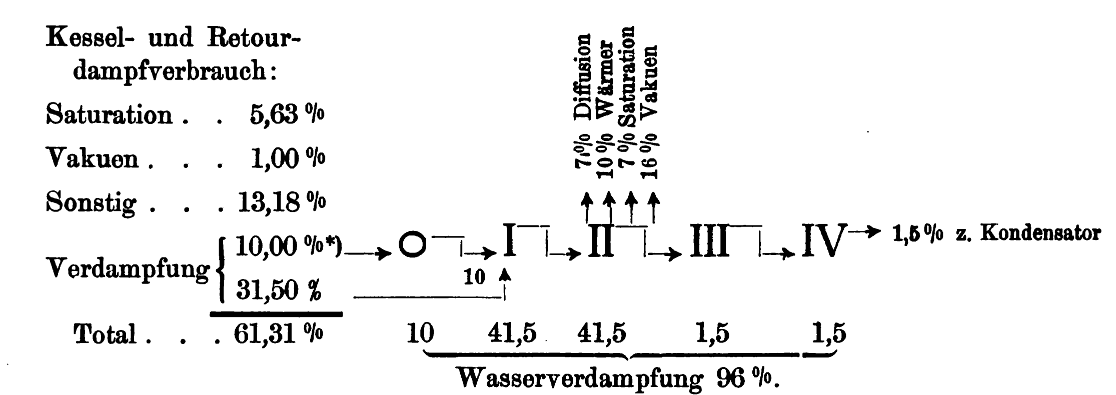
Entnahme aus II: 7 % Diffusion, 10 % Wärmer, 7 % Saturation, 16 % Vakuen

I: 44 — II: 44 — III: 4 — IV: 4

Wasserverdampfung 96 %.

*) Siehe Anmerkung zu Schema 1.

Schema 8. Dieselbe Dampfverteilung, aber bei einem Saftkocher, welcher 10 % Dampf empfängt.



Dieses letzte Beispiel zeigt, dass bei einem Saftkocher mit ausgiebiger Saftdampfverwendung die Rolle der letzten zwei Körper ganz zurückgeht. Es kommt daher von selbst der Gedanke, sie ganz wegzulassen.

---

*) Siehe Anmerkung zu Schema 1.

Schema 9. Das vorige Beispiel, aber ohne den III. und IV. Körper, wobei aber im II. Körper eine so kleine Luftleere gehalten wird, dass das Anwärmen sämtlicher Stationen noch gerade möglich ist.

Kessel- und Retourdampfverbrauch:

Saturation . . . 5,63 %

Vakuen . . . . 1,00 %

Sonstig . . . . 13,18 %

Verdampfung { 12,00 %*) → O → (12) → I → II → 2 % zum Kondensator
{ 30,00 % → I

II → 7 % Diffusion, 10 % Wärmer, 7 % Saturation, 16 % Vakuen

Total . . . . 61,81 % 12 + 42 + 42 = 96 %

*) Siehe Anmerkung zu Schema 1.

Schema 10. Das vorige Beispiel, aber mit Entnahme von 4 % zur weiteren Anwärmung der Saturationen vom I. Körper.

Kessel- und Retourdampfverbrauch:

Saturation (5,63—4)	1,63 %
Vakuen	1,00 %
Sonstig	13,18 %
Verdampfung . . {	12,00 % → O → (12) → I
	32,00 % → I
Total	59,81 %

I → 4 % Saturation

I → II

II → 7 % Diffusion, 10 % Wärmer, 7 % Saturation, 16 % Vakuen

II → 0 % zum Kondensator

12 + 44 + 40 = 96 %

Schema 11. Bei sehr guten Maschinen und hohem Dampfdruck kann bei dem vorigen Beispiel der Nullkörper stärker beansprucht werden, da die Retourdampfmenge in günstigem Falle bis auf 20 % heruntergehen kann; da aber in diesem Falle die im II. Körper entwickelte Dampfmenge nicht für alle Zwecke ausreichen würde, so sind von 16 %, welche laut Schema 10 der II. Körper für Vakuen hergeben soll, 10 % auf den I. Körper übertragen, was die praktische Durchführbarkeit nur erleichtert.

Kessel- und Retourdampfverbrauch:

Saturation . . . . . 1,63 %

Vakuen . . . . . . 1,00 %

Sonstig . . . . . . 13,18 %

Verdampfung . . { 22,00 % → O → (22) → I → II → 0 % zum Kondensator
{ 22,00 → I

Total . . . . . . 59,81 %   22 + 44 + 30 = 96 %

I → 4 % Saturation, 10 % Vakuen

II → 7 % Diffusion, 10 % Wärmer, 6 % Saturation, 7 % Vakuen

Wenn die Durchführbarkeit der Dampfausnützungsisteme nach den Schematis 7—11 wegen der Beheizung der Vakuen vom II. Körper augenblicklich noch fraglich ist, so entspricht folgendes Beispiel der Praxis. Es galt in einer Fabrik mit Dreikörpersistem bei 25 bis 30 % Retourdampf mit möglichst einfachen Mitteln sicher zu gutem Resultate zu gelangen. Verfasser traf die Anordnung nach folgendem Schema 12, wobei die Bedingungen nicht ganz den von uns in Schema 1—11 angenommenen entsprachen.

Die Schemata beweisen, dass bei einem Saftkocher und genügender Anwendung der Saftdampfheizung ein Vierkörpersistem durchaus nicht bessere Resultate liefert als ein Zwei- und Dreikörpersistem. Der Unterschied besteht nur darin, dass man bei einem Zweikörper genötigt wäre, das Eindicken des Saftes bei ca. 95° zu vollenden, was bei der landläufigen Konstruktion der Verdampfapparate mit etwas grösseren Zuckerverlusten verknüpft wäre; dieselben könnten aber durch möglichst weitgehende Verkleinerung der Safträume sehr reduziert werden. Diese vom Saft eingenommenen Räume gegen das übliche um das Zweifache, ja Dreifache zu verringern, scheint mir bei stehenden Verdampfkörpern gar nicht besonders schwer. Allerdings sehen wir in der Praxis nur zu oft ganz verkehrte Bestrebungen zur Geltung kommen, und manche tonangebende Firma verdreht den Leuten den Kopf mit angeblich verbesserten

Schema 12. Saftabzug 110 %. Eindicken des Saftes in der Verdampfung möglichst weit, nämlich der Teil des Dicksaftes, welcher bis zur Fadenprobe in die Vakuen kommt, womöglich bis 70° Bx. Die Filterpressen nicht gedämpft. Vom Nullkörper ausschliessliche Beheizung der Vakuen, ausserdem noch 1 % zur Behandlung der Abläufe und Kläre und 1 % zu den Schleudern. Vom I. Körper — 4 % zur dritten Saturation und 1,6 % zum Anwärmen des Dicksaftes und Sirups. Vom II. Körper Beheizung der Diffusion, der Rohsaftwärmer und ca. 8 % zur ersten und zweiten Saturation.

Kessel- u. Retourdampfverbrauch:

Posten 5, 11 u. 12 der Tabelle 13 . 8,91 %

Direkten Dampf in d. Saftkocher 24,00 % → O → I → II → III → 4 % z. Kondensator.

Retourdampf . . 26,80 % → I (24—17=7)

Total . . . . 59,71 %

O → 1 % Kläre etc., 1 % Schleudern, 15 % Vakuen

I → 4 % Saturation, 1,6 % Wärmer

II → 7 % Diffusion, 9,2 % Wärmer, 8 % Saturation

24 33,8 28,2 4

Wasserverdampfung 90 %.

stehenden Verdampfkörpern mit Saftzirkulation durch die Mitte und um die Heizkammern, sowie mit liegenden Körpern mit Heizelementen, welche aus Kammern mit kreuzweise eingewalzten Rohrbündeln bestehen. Diese wie jene stellen einen ganz albernen Rückschritt dar, da sie, ohne auch nur etwas Positives zu geben, den Saftinhalt um das Vielfache vergrössern.

Natürlich sind unsere Betrachtungen betreffend den Übergang zum Zweikörpersistem mit ganz geringer Luftleere im letzten Körper vorläufig noch Zukunftsmusik; da wir uns aber die Aufgabe gestellt haben, die Theorie der Dampfersparnis in der Zuckerfabrik klar zu legen, so schadet es nicht, auch noch den Weg zu beleuchten, auf welchem man fortschreitend zu weiteren Resultaten gelangen kann. Dass man auf diesem Wege nicht durchaus bei stehenden Verdampfkörpern anzuhalten braucht, versteht sich von selbst. Vielmehr wird es sich empfehlen, noch einmal das Rieseleiprinzip vom Neuen zu revidieren: wird es richtig angewendet, so muss es gut werden. Bis heute sah man die Vorzüge nicht, welche es gegenüber dem alten Sistem bieten kann, denn in erhöhter Wärmeübertragung durch erhöhte Zirkulation liegen sie sicher nicht. Man wird diese Vorzüge aber finden können, sobald es heisst, die Zeit der Verdampfung bis auf ein Minimum zu reduzieren und den unnützen Wärmegefälleverlust zu verringern.

Es darf nicht vergessen werden, dass unsere Schemata dem Dampfverbrauche bei einer ganz bestimmten Arbeitsweise entsprechen, und zwar für mittlere Verhältnisse. Die Anwendung von Trockenkalk statt Kalkmilch würde ihn um 2,5—3,5 % reduzieren. Verringerter Saftabzug bei der Diffusion, weniger Kalk, die Arbeit auf Rohzucker u. s. w. könnten weitere 10 % Dampf und darüber ersparen, worüber einige Angaben noch im nächsten Kapitel enthalten sind.

Der Einfluss der Arbeitsweise bei den Einzelstationen auf den Totaldampfkonsum.

Wir könnten unsere Aufgabe der Aufstellung leitender Grundsätze, welche bei dem Ausbau der Dampfwirtschaft einer Zuckerfabrik von Wichtigkeit sind, als erfüllt betrachten; wir wollen aber der Vollständigkeit halber noch einige Fragen, welche nur zu oft die Seele des Zuckertechnikers bewegen, vom Standpunkte des Dampfkonsums betrachten.

1. Was verliert man bei einer kleinen Diffusion durch übermässigen Saftabzug; welche Ersparnisse würde eine grosse Diffusion ergeben?

Um solche Frage zu beantworten, ist es erforderlich, von der Diffusion aus alle folgenden Stationen zu durchschauen. Tun wir das und sehen wir nach, wo und wieviel Mehrdampfverbrauch jede 10 % Mehrabzug bei der Diffusion verursachen.

Diffusion. Die Tabelle 1 zeigt, dass der Dampfverbrauch bei der Diffusion mit Verringerung des Saftabzuges nicht nur nicht fällt, sondern im Gegenteil bei üblichen Arbeitsverhältnissen (wo die Temperatur des Druckwassers höher als die Safttemperatur ist) sogar etwas steigt. Ausserdem sind die Verluste durch äussere Abkühlung bei einer grösseren Diffusion unvermeidlich

grösser. Bei dieser Station steigt also der Dampfkonsum etwas mit Vergrösserung der Batterie.

Rohsaftwärmer. Tabelle 2 ergibt, dass die Verringerung des Saftabzuges um 10 %, bei der üblichen Anwärmung um 50°, der Wärmebedarf um etwa 0,8 % fällt.

Saturationen. Man kann sich leicht davon überzeugen, dass alle Posten, welche wir an betreffender Stelle (S. 23—36) unter den Zeichen B, C, D, E und F zusammengefasst haben, vom Saftabzuge garnicht abhängig sind; von letzterem wird nur der Posten A beeinflusst. Bei den Saturationen ist die mittlere Temperaturdifferenz zwischen dem Safte, welcher in die I. Saturation eintritt, und demjenigen, welcher nach dem I. Verdampfkörper geht, etwa 10°. Jede 10 % Wasser mehr verursachen also einen Mehraufwand von Dampf in der Höhe von $\frac{10 . 10}{540} = 0{,}185$ %.

Verdampfung. Bei einer vierfachen Verdampfung verursachen jede 10 % Wasser mehr einen Mehraufwand von $\frac{10}{4} = 2{,}5$ % Dampf; bei geringerer Körperzahl natürlich entsprechend mehr.

Alle weiteren Stationen verursachen keinen Mehraufwand, sobald die Verdampfstation stark genug ist, um immer genügend dicke Säfte zu liefern.

Indem wir alle aufgeführten Posten addieren, finden wir, dass bei einem Vierkörpersistem und bei Anwendung von Kessel- oder Retourdampf zur Beheizung der Wärmer und Saturationen auf je 10 %

Mehrabzug total 3,5 % Dampf mehr verausgabt wird. Wird der Vorwärmer vom II. Körper beheizt, so fällt hier die Mehrausgabe um 50 %, also von 0,8 auf 0,4 % und der Gesamtverbrauch von 3,5 auf 3,1 %.

Natürlich darf man beim Ersatz der Diffusion die biologischen Zuckerverluste nicht aus dem Auge verlieren, denn diese wachsen ganz bedeutend mit der Verlängerung der Diffusionsdauer.

2. *Wie beeinflusst den Dampfkonsum die Erbauung eines Kalkofens, statt der Entnahme des Saturationsgases aus dem Rauchkanal bei Holzfeuerung?*

Dieser Einfluss ist unmittelbar aus der Tabelle 8 zu ersehen, denn sie gibt klaren Aufschluss darüber, wie sich der Dampfverbrauch bei verschiedener Gasqualität und Kalkzugabe gestaltet, wenn die mittlere Temperatur der abziehenden Gase 80° ist. So ergibt z. B. der Übergang von 15 % Gase zu 28 %, bei 3 % Kalk, eine Ersparnis von 19,11—11,76=7,35 %. Für andere Temperaturen müsste eine Korrektur nach Tabelle 6 eintreten. Diese ergibt z. B. zwischen 80 und 75° bei 15 % Gase auf je 1 % Kalk einen Unterschied von 3,87—2,73=1,14 %; bei 28 % Gase 1,42 — 1,00 = 0,42 %. Bei 3 % Kalk würde also der Unterschied zwischen 80 und 75°

$$(1{,}14 - 0{,}42)\ 3 = 2{,}16\ \%$$

betragen. Bei 75° wäre also die Ersparnis gleich 7,45 — 2,16 = 5,29 %.

3. Wie wird der Dampfverbrauch durch eine Mehrzugabe von 1 % Kalk beeinflusst?

Die Folge der Zugabe eines Teiles Kalk mehr auf 100 Rüben drückt sich in grösserem Dampfkonsum in der Saturation selbst, sowie in der Notwendigkeit, mehr Wasser in der Verdampfung zu verdampfen, aus.

Saturationen. Diese Frage beantwortet Tabelle 6, welche zeigt, dass z. B. bei 80° Wärme, je nach der Gasqualität, dieser Dampfverbrauch auf 1 % Kalk bei 30 % CO_2 — 1,28 %, bei 25 % — 1,71 %, bei 20 % — 2,42 und bei 15 % — 3,87 % beträgt.

Verdampfung. Mit jedem 1 % Kalk mehr wird ca. 4 % Wasser eingeführt, welches zu seiner Verdampfung im Vierkörpersistem 1 % Dampf konsumiert.

Im ganzen vermehrt also jedes 1 % CaO den Dampfverbrauch bei 80° und 30 % CO_2 um 2,28; bei 25 % — um 2,71; bei 20 % — um 3,42 und bei 15 % — um 4,87 %.

4. Wie verändert sich der Dampfkonsum bei Abweichung in der mittleren Saturationstemperatur um 5°?

Diese Frage beantwortet die Tabelle 6, wenn man die Differenz zwischen zwei übereinanderstehenden Zahlen mit der Kalkprozentzahl multipliziert und das Produkt bei vierfacher Verdampfung um 25 % reduziert, denn die Verdampfung von je 4 % Wasser in der Saturation verringert den Dampfverbrauch bei der Verdampfung um 1 %. Bei drei-

facher Verdampfung müsste das Produkt nicht um 25 sondern um 33,3 % reduziert werden.

So erspart bei 25 % Gase und 3% Kalk der Übergang von der Temperatur der Saturationsabgase von 85 zu 80° bei einem Vierkörpersistem

$$(2{,}56 - 1{,}71)\ 3 \times \frac{75}{100} = 1{,}91\ \%;$$

beim Übergang von 80 auf 75° —

$$(1{,}71 - 1{,}20)\ 3\ \frac{75}{100} = 1{,}15\ \%.$$

Wird die Saturation mit Saftdampf beheizt, so verringert sich die Ersparnis entsprechend.

5. Wieviel mehr Totaldampf wird durch Anwendung von Dampfschnattern statt Schlangen und Heizrohrbündeln bei der Saturation verausgabt?

Der Dampfkonsum bei der Saturation selbst bleibt fast unverändert, ganz unabhängig davon, ob man die Beheizung durch Schnattern oder Schlangen vollzieht; aber bei Schnattern geht das ganze Kondenswasser in den Saft über und muss dann unter einem Aufwande von $^1/_4$ der zur Saturation verbrauchten Menge im Vierkörper- und $^1/_3$ im Dreikörpersistem wieder verdampft werden. Also bedingt bei der Saturation der Verbrauch von 14 % Dampf per Dampfschnatter einen Mehraufwand von $^{14}/_4 = 3{,}5$ % im Vierkörper und $^{14}/_3 = 4{,}67$ % im Dreikörper. Ganz natürlich kann dieser Mehrverbrauch noch bedeutend anwachsen, wenn nasser Dampf verwendet

wird und mit ihm in den Saft viel schon früher kondensiertes Wasser gelangt. Wenn also die Verhältnisse dazu zwingen, Dampfschnattern zu verwenden, so soll man wenigstens dafür Sorge tragen, dass der Dampf an einer möglichst trockenen Stelle der Dampfleitung entnommen wird (nicht etwa am Ende einer Hauptdampfleitung), oder noch besser, dass er vorher einen Wasserabscheider passiert.

6. Um wieviel höher ist der Totaldampfverbrauch bei Verwendung von Dampfschnattern zum Anwärmen des Dicksaftes und des Sirups?

Wenn die Vakuen ausschliesslich mit Kesseldampf beheizt werden, so muss hier das überschüssig eingeführte Wasser mit einem Aufwande von 1,1 % Dampf auf je 1 % Wasser wieder verdampft werden. Hier stellt sich also die Verwendung von Dampfschnattern als eine sehr teure Anwärmmethode heraus. — Bei Verwendung von Saftdampf zum Verkochen, reduziert sich dieser Mehraufwand entsprechend.

7. Um wieviel höher ist der Dampfverbrauch bei Anwärmung der Kläre und der Abläufe, welche zum I. Produkt zurückgenommen werden, durch Dampfschnattern?

Die Antwort auf diese Frage geben die Lösungen der Fragen 5 und 6, je nachdem, wohin diese Produkte geleitet werden, ob in den Dünnsaft, also vor die Verdampfstation, oder in den Dicksaft, also hinter diese.

8. Wie ändert sich der Dampfkonsum, wenn statt Dicksaft von 60° Bx. solcher von 50 oder 40° zum Verkochen gelangt?

Laut Beispiel 6, S. 40, erhält man (bei der von mir in's Auge gefassten Arbeitsweise) 37,85 % Dicksaft von 60° Bx. Würde er als Dicksaft von 50° von der Verdampfung abgepumpt, so hätte man mehr davon, nämlich $37{,}85 \frac{60}{50} = 45{,}42$ %. Die Vakuen hätten also um $45{,}42 - 37{,}85 = 7{,}57$ % mehr Wasser zu verdampfen, was mit einem Dampfaufwande von $7{,}57 \times 1{,}1 = 8{,}33$ % zu erreichen wäre. Da aber anderseits die Verdampfstation bei einem Vierkörpersistem für 7,57 % Wasser um $7{,}57 \frac{25}{100} = 1{,}89$ % Dampf weniger konsumiert, so ist der Totalverbrauch nur um $8{,}33 - 1{,}89 = 6{,}44$ % grösser.

Bei 40° Bx. würde die Dicksaftmenge $37{,}85 \frac{60}{40} = 56{,}77$ % ausmachen und die Vakuen hätten um $56{,}77 - 37{,}85 = 18{,}92$ % Wasser mehr zu verdampfen, und zwar mit einem Mehraufwande von $18{,}92 \times 1{,}1 = 20{,}81$ % Dampf. Da nun aber dabei die Verdampfstation um $18{,}92 \frac{25}{100} = 4{,}73$ % weniger konsumiert, so ist der Totalmehraufwand $20{,}81 - 4{,}73 = 16{,}08$ %.

Würden die Vakuen ausschliesslich vom II. Körper beheizt, so würde der Mehraufwand nur die Hälfte betragen.

Berechnung der Heizflächen.

Nachdem man, entsprechend den örtlichen Verhältnissen, über das zu wählende Dampfverteilungsschema schlüssig geworden ist, wird zur Berechnung der Heizflächen der Verdampfapparate und aller Anwärmstationen geschritten, indem man sich hierzu der durch Versuche bestimmten oder aus der Erfahrung anderer bekannten Transmissionsquotienten bedient und das Wärmegefälle der Einzelkörper so wählt, dass einerseits die regelmässige Funktion eines jeden gewährleistet erscheint und anderseits die Möglichkeit der Beheizung der in Aussicht genommenen Stationen nicht eingebüsst wird.

Es braucht wohl kaum noch besonders hervorgehoben zu werden, dass, da alle unsere Schlüsse ganz unabhängig von den Heizflächengrössen, ihrem Verhältnis zu einander, unabhängig von dem Material, aus welchem sie hergestellt, und davon, ob sie mit Niederschlag bedeckt sind oder nicht, alle diese Faktoren keinen unmittelbaren Einfluss auf den Dampfkonsum ausüben können. Abweichungen in der Heizflächengrösse, ihrem Material und Zustande können nur andere Transmissionquotienten oder gar die Möglichkeit oder Unmöglichkeit, das erwünschte

Resultat oder die gewünschte Produktivität einer gegebenen Heizfläche zu erzielen, zur Folge haben. Wird also die erwünschte Verdampfung resp. Anwärmung erreicht, so ist der Dampfverbrauch von allen diesen Umständen ganz unabhängig.

Es ist Sache des die Anlage Projektierenden, alle Stationen so zu bemessen, dass bei der gewünschten Verarbeitung sich überall auch die gewünschten Temperaturen von selbst einstellen, oder umgekehrt, bei gegebenen Temperaturen die erwünschte Wärmeübertragung, also Leistungsfähigkeit. Dazu hat man, bei bekannten und in der Praxis leicht zu bestimmenden Wärmeübertragungsquotienten, nur die allereinfachsten Rechnungen, welche aus der Gleichung

$$\text{Heizfläche} = \frac{\text{der Zahl der zu übertragenden Wärmeeinheiten}}{\text{Temperaturdifferenz} \times \text{Transmissionsquotient}}$$

hervorgehen, vorzunehmen, wobei natürlich die Zahl der zu übertragenden W.E., wie auch der Transmissionsquotient immer auf eine und dieselbe Zeiteinheit, gewöhnlich Minute, bezogen werden müssen, und unter Temperaturdifferenz das nutzbare Wärmegefälle einzusetzen ist.

Zur Erleichterung solcher Rechnungen (aber auch für andere Zwecke, z. B. zur Bestimmung der Rohrquerschnitte der Dampf-, Wasser- und Saftleitungen) kann sich folgende Tabelle 15 sehr nützlich

erweisen, da sie für jede gegebene tägliche Verarbeitung das Rübenquantum angibt, welches pro Stunde, Minute und Sekunde verarbeitet wird.

Mit Hilfe dieser Tabelle ist es leicht, die Saftmenge, welche diese oder jene Station passiert, die Wassermenge, welche in diesem oder jenem Körper verdampft wird, die Dampfmenge, welche diese oder jene Leitung empfängt, u. s. w. zu bestimmen.*)

Beispiel 18. Laut Beispiel 10, S. 45 wird im Vakuum 15,04 % Wasser verdampft. Wieviel kg werden da pro Minute bei einer täglichen Rübenverarbeitung von 400000 kg verdampft? — Laut Tabelle 15 entfallen bei dieser Verarbeitung auf 1 Minute 276,8 kg Rüben, daher wird im Vakuum $276{,}8 \frac{15{,}04}{100} = 41{,}63$ kg Wasser pro Minute verdampft.

Beispiel 19. Wie gross müssen die Heizflächen der Körper I, II, III und IV genommen werden, wenn bei einer täglichen Rübenverarbeitung von 600 000 kg die Dampfverteilung laut Schema 7 (S. 94)

*) Die Zahlen der stündlichen Verarbeitung sind zur Bestimmung der Dampfleitungsrohrdurchmesser geeignet. Man hat nur die betreffende Zahl dieser Tabelle mit dem Dampfprozent, welches laut Schema durch die Leitung geht, zu multiplizieren und die nächste Zahl an entsprechender Stelle in Hausbrandt's Tabelle 32 aufzusuchen. Die Minutenzahl ist zur Berechnung von Heizflächen und die Sekundenzahl zur Berechnung der Wasser- und Saftrohre geeignet.

Tabelle 15.

Rübenverarbeitung in kg pro

Tag	Stunde	Minute	Sekunde	Tag	Stunde	Minute	Sekunde
100 000	4 152	69,2	1,15	1 600 000	66 424	1107,0	18,46
200 000	8 303	138,4	2,31	1 700 000	70 576	1176,3	19,61
300 000	12 455	207,6	3,46	1 800 000	74 728	1245,5	20,76
400 000	16 606	276,8	4,61	1 900 000	78 879	1314,7	21,91
500 000	20 758	346,0	5,76	2 000 000	83 030	1383,8	23,06
600 000	24 909	415,2	6,92	2 100 000	87 182	1453,0	24,21
700 000	29 061	484,4	8,07	2 200 000	91 334	1522,2	25,36
800 000	33 212	553,6	9,23	2 300 000	95 485	1591,5	26,52
900 000	37 364	622,8	10,38	2 400 000	99 636	1660,8	27,69
1 000 000	41 515	691,9	11,53	2 500 000	103 788	1729,8	28,83
1 100 000	45 667	761,1	12,68	2 600 000	107 940	1799,0	29,98
1 200 000	49 818	830,4	13,84	2 700 000	112 091	1868,3	31,12
1 300 000	53 970	899,5	14,98	2 800 000	116 242	1937,6	32,27
1 400 000	58 121	968,8	16,13	2 900 000	120 394	2006,6	33,42
1 500 000	62 273	1037,9	17,29	3 000 000	124 545	2075,8	34,58

eingerichtet werden soll, unter Annahme eines nutzbaren Wärmegefälles von 5, 6, 8 und 15*) und einer Wärmeübertragung von je 50, 35 20 und 10?

Im I. Körper wird (laut Schema 7) 44 % Wasser verdampft, ausserdem aber möge noch zum Vorwärmen des eintretenden Dünnsaftes bis zur Siedetemperatur im Körper, laut Beispiel 4 (S. 39), 2,66 % Dampf verbraucht werden, zusammen also 44 + 2,66 = 46,66 %. Dies beträgt bei einer täglichen Verarbeitung von 600 000 kg, laut Tabelle 15, $415{,}2 \times \frac{46{,}66}{100} = 193{,}7$ kg Dampf pro Minute, was $193{,}7 \times 530 = 102\,661$ W.E. entspricht, zur Übertragung welcher in unserem Falle $\frac{102\,661}{5 \times 50} = 410{,}6$ qm Heizfläche erforderlich sind.

Im II. Körper wird laut Schema ebenfalls 44 % verdampft, was bei einer Rübenverarbeitung von 600 000 kg $415{,}2 \times \frac{44}{100} = 182{,}7$ kg Dampf entsprechend $182{,}7 \times 530 = 96\,831$ W.E. pro Minute entspricht, wozu $\frac{96\,831}{6 \times 35} = 461{,}1$ qm Heizfläche erforderlich sind.

---

*) Bei einem Wärmegefälleverlust von zusammen 20° (S. 80) entspricht dies einer Temperaturdifferenz von 54° zwischen Retourdampf und Brüden vom letzten Körper. Ist also die erwartete Luftleere 625 mm, entsprechend 58°, so muss der Retourdampf eine Temperatur von 58 + 54 = 112°, entsprechend einem Überdruck von 0,55 At. haben.

Im III. Körper wird 4 % Wasser verdampft, pro Minute also $415,2 \frac{4}{100} = 16,6$ kg, entsprechend $16,6 \times 530 = 8\,798$ W.E., zur Übertragung welcher $\frac{8\,798}{8 \times 20} = 55$ qm Heizfläche erforderlich sind.

Endlich im IV. Körper wird ebenfalls 4 %, pro Minute also ebenfalls 16,6 kg Wasser verdampft, entsprechend 8798 W.E., zur Übertragung welcher $\frac{8798}{15 \times 10} = 58,7$ qm Heizfläche erforderlich sind.

Es braucht wohl kaum betont zu werden, dass man sich an die so erhaltenen Zahlen nicht mit allzugrosser Genauigkeit zu halten braucht. Im gegebenen Falle wäre es z. B. für die ausführende Maschinenfabrik angenehmer, wenn sie beide Körper I und II gleich gross nehmen kann, also etwa zu 450 qm, was nur ganz geringe Abweichungen in den Temperaturen verursachen würde. Ebenso empfiehlt es sich, die beiden letzten Körper gleich gross zu nehmen, z.B. zu 60 qm, besser aber noch ganz bedeutend mehr, um nicht zu sehr von dem sich nach und nach bildenden Steinabsatz abhängig zu sein. So lange die Heizflächen rein sind, wird es nicht schwer sein, die erwünschte Temperatur in I und II durch entsprechendes Zuschliessen der Ammoniakventile an III und IV zu erzielen.

Beispiel 20. Wie gross muss der Vorwärmer genommen werden, wenn bei einer Rübenverarbeitung von 400 000 kg der Rohsaft von 35 auf 85° angewärmt werden soll, und zwar unter Anwendung von Brüden vom II. Körper mit ca. 95°? — Der Saftabzug sei 120 %, der Wärmeübertragungsquotient 22.

Laut Tabelle 15 ist die Rübenverarbeitung pro Minute 276,8 kg; laut Tabelle 2 sind für diesen Fall auf 100 Rüben 5400 W. E. erforderlich, auf 276,8 kg also $276{,}8 \times \frac{5400}{100} = 14\,947$ W.E. Die mittlere Temperaturdifferenz berechnet man nach Hausbrandt zu 27,9°, daher muss die Heizfläche $\frac{14\,947}{27{,}9 \times 22} = 24{,}4$ qm haben.

Schlussbetrachtung.

Aus dem Vorhergehenden ergibt sich für eine Fabrik, welche die von uns zu Grunde gelegten Arbeitsmethoden befolgt, bei Beheizung von Diffusion und Rohsaftwärmer vom II. Körper einer vierfachen Verdampfung (Schema 2) ein Dampfverbrauch von ca. 75 % vom Rübengewicht, welcher bei verhältnismässig vollkommener Einrichtung, laut Schema 3, bis 70 % fällt. Bei besseren Maschinen, welche mit Dampf von höherer Spannung gespeist werden, ist es möglich, einen „Nullkörper“ oder „Saftkocher“ mit 8 bis 16 % direktem Dampf zu speisen (Schema 4 und 5), wobei der Dampfkonsum auf 68 resp. 66 % zurückgeht. Werden die Vakuen ausschliesslich mit Saftdampf beheizt und die Verwendung dieses letzteren bis auf's Äusserste getrieben, so ist es möglich, das Pauly-Prinzip noch weiter zu entwickeln und dann kommt man auch bei verringerter Körperzahl bis auf 60 % Dampfverbrauch. Bei geringstem Saftabzuge, bei Trockenkalk, bei der Arbeit auf Rohzucker kann man noch um etwa 10 % niedriger kommen. Anderseits ist es ja klar, dass man bei dünnem Dicksaft,

Dampfschnattern in der Saturation, unvollkommener Ausnützung des Retourdampfes und ähnlichen Mängeln der Einrichtung und Arbeitsweise auf 100 % und darüber kommen kann. Auf Grund dieser Zahlen ist es unschwer zu erwägen, wie gross dabei der Brennmaterialverbrauch sein kann.

In allen unseren Berechnungen wurde angenommen, dass das Kondenswasser die Heizkammern mit einer dem Dampfe nahekommenden Temperatur verlässt. Da zum Speisen der Kessel nur ein Teil dieses Wassers erforderlich ist, so fällt es nicht schwer, für diesen Zweck denjenigen Teil zu wählen, welcher nicht unter 100° hat. Bei diesen Verhältnissen kann man sogar bei mittelmässiger Ausnützung einer mittelguten Steinkohle auf 8fache Verdampfung rechnen. Unter den günstigen Verhältnissen, welche in der Zuckerfabrikation obwalten (Abwesenheit von Kesselstein, die Möglichkeit exakter Betriebskontrolle, die Verwendbarkeit von kombinierten Dampfkesseln, welche die höchste Ausnützung gestatten) ist auch eine 9fache Verdampfung noch keine besonders hohe Leistung. Daher soll der Verbrauch an mittelguter Steinkohle in Fabriken, welche nach Schema 2 bis 5 eingerichtet sind, 8 bis 9 % nicht übersteigen, er kann aber dabei auch auf 7 bis 8 % herunter gehen. Bei sehr guter Kohle und sonstigen günstigen Arbeitsverhältnissen kann er bis 6—7 % fallen und bei Rohzuckerproduktion noch darunter.

Es wäre wohl überflüssig, noch besonders hervorzuheben, dass eine gut durchdachte Dampfwirtschaft ein Vorteil ersten Ranges für eine neuzubauende Zuckerfabrik ist, da durch Herabsetzung des Dampfkonsums sich nicht nur die Rübenverarbeitungskosten sondern auch die Baukosten vermindern, weil sich dabei die Abmessungen des Kesselhauses, Kondensators, der Luft-, Wasser- und Ammoniak-Pumpen und Leitungen verringern.

Anders stellt sich natürlich die Sache, wenn es darauf ankommt, in einer bestehenden Fabrik die Dampfwirtschaft zu ordnen; denn hier müssen die zu erwartenden Ersparnisse streng mit den damit verknüpften Kosten, für jede der in Aussicht genommenen Massnahmen besonders abgewogen werden, wobei es sich oft genug herausstellen wird, dass es besser ist, lieber etwas grösseren Brennmaterialverbrauch zu tragen, da hier das Allerbeste zu teuer werden kann. Immerhin gibt es auf diesem Gebiete in den bestehenden Fabriken meist noch ein sehr dankbares Feld zur Kapitalanlage mit guter Aussicht auf vorzügliche Verzinsung. Oft genug sieht man aber gerade hier Umwälzungen, bei welchen die erzielten Ersparnisse durch erhöhte Zuckerverluste (Bakterientätigkeit bei zu grosser Diffusion u. s. w.) wieder zu Null gemacht werden. In den wenigsten Fällen wird man sich dessen klar, da die Zuckerbilanzkontrolle in der Zuckerfabrikation meist noch sehr unzulänglich ist.

Druckfehler-Verbesserungen.

Seite	9, Zeile	9	von unten	14	statt	13
„	65, „	1	„ oben	42	„	43
„	66, „	2	„ unten	42 u. 43	„	43 u. 44

„ 71, Tabelle 13, Zeile 3) 42 statt 43
„ 71, „ 13, „ 7) 46 „ 47
„ 71, „ 13, „ 8) 47 „ 48
„ 71, „ 13, „ 9) 48 „ 49
„ 71, „ 13, „ 11) 52 „ 53

Seite 77 Zeile 4 von unten „Keramelisirung“ statt Karamelisirung.

Seite 80, Tabelle 13 statt 14.

